

## TUGAS AKHIR

### UJI PENURUNAN BOD LIMBAH SECARA BIOFILM AEROBIK DENGAN MODEL REAKTOR ALIRAN UPFLOW MEDIA PASIR TEREXPANSI

RSS  
628 166  
Aur  
11-1  
1996



Oleh :

**S. NURHIDAYAH**

**389 330 0188**

VERIFIKASI KETERANGAN	
No. 1 MAR 1996	
Tgl. Verifikasi	11
Tgl. Pengantar	6070

**JURUSAN TEKNIK LINGKUNGAN  
FAKULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
1996**

**UJI PENURUNAN BOD LIMBAH SECARA BIOFILM AEROBIK  
DENGAN MODEL REAKTOR ALIRAN UPFLOW  
MEDIA PASIR TEREXPANSI**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan  
Untuk Memperoleh Gelar  
Sarjana Teknik Lingkungan  
P a d a  
Jurusan Teknik Lingkungan  
Fakultas Teknik Sipil dan Perencanaan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
S u r a b a y a**

**Mengetahui / Menyetujui  
Dosen Pembimbing**



**DR. Ir. WAHYONO HADI, M.Sc.**

**NIP. 130 805 286**

**SURABAYA**

**MARET, 1996**

## ABSTRAK

Model reaktor media terexpansi adalah model reaktor yang belum banyak digunakan untuk proses pengolahan limbah tetapi saat ini lebih banyak digunakan untuk proses pengolahan di industri kimia. Keistimewaan utama yang dimiliki reaktor media terexpansi ini adalah mampu mengolah dalam kapasitas debit besar sedang luas lahan yang diperlukan kecil.

Di dalam pengolahan air limbah secara biologis dengan media terexpansi, air limbah dilewatkan secara upflow ke media untuk memberikan tekanan pada media sehingga media dalam keadaan bergerak terus-menerus atau biasa disebut dengan terfluidisasi/terexpansi. Media yang telah dilewati limbah lama-kelamaan terbentuk biofilm sehingga mampu menurunkan zat-zat organik limbah. Biofilm yang menempel pada media memberikan pengaruh perubahan fisik media antara lain: ukuran diameter media menjadi lebih besar, berat jenis media menjadi lebih kecil, dan juga angka porositas media menjadi lebih besar.

Dengan adanya perubahan fisik media akibat adanya biofilm yang menempel, waktu detensi limbah dalam reaktor media terexpansi menjadi lebih lama karena kecepatan upflow yang diperlukan lebih kecil untuk mengexpansi media. Besarnya kecepatan upflow yang terjadi merupakan fungsi dari besarnya beban volumetrik. Seperti terlihat dari hasil penelitian untuk beban volumetrik (9.8332-65.9010) kg COD / m<sup>3</sup> hari mempunyai waktu detensi 8,3 menit sedangkan beban volumetrik antara (11.0624-74.1386) kg COD / m<sup>3</sup> hari dan (12.2915-82.3763) kg COD / m<sup>3</sup> hari mempunyai waktu detensi 7,9 menit dan 7,1 menit. Dengan waktu detensi yang lebih lama, angka penurunan zat-zat organik (COD) limbah menjadi lebih baik karena adanya difusi molekul substrat (zat-zat organik) dalam biofilm yang lebih baik.

## KATA PENGANTAR

---

Syukur Alhamdulillah kupanjatkan kehadiran Allah swt atas segala kekuasaanNya, ridhoNya, rahmatNya dan petunjukNya sehingga saya mampu menyelesaikan laporan Tugas Akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar kesarjanaan di bidang Teknik Lingkungan. Dengan bekal ilmu dan gelar kesarjanaan yang selama ini saya peroleh, semoga bisa bermanfaat untuk kepentingan masyarakat. Tugas Akhir dengan judul "UJI PENURUNAN BOD LIMBAH SECARA BIOFILM AEROBIK DENGAN MODEL REAKTOR ALIRAN UPFLOW MEDIA PASIR TEREXPANSI", yang merupakan gabungan dari studi literatur dan hasil penelitian.

Pada kesempatan ini saya menyampaikan rasa terimakasih kepada:

1. Bapak Dr Ir Wahyono Hadi, Msc sebagai ketua jurusan sekaligus sebagai dosen pembimbing dan juga kepada Bapak Ir Sonny Sunarsono, MS ; Bapak Ir Sarwoko, MScES dan Ibu Dr Yulinah T M App Sc sebagai dosen penguji;
2. Warga Teknik Lingkungan pada umumnya dan kepada teman-teman angkatan 89, atas kebersamaan selama menimba ilmu di bidang Teknik Lingkungan di Jurusan Teknik Lingkungan, ITS surabaya;
3. Teman-temanku Danu, Tio, Jaka, Mulyono, Elok, Yuli, Inok, mbak Nanik dan dik Leli yang juga turut membantu dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini;

4. Mbah Mat yang telah memberikan dukungan yang sangat berarti , juga rasa terimakasih yang amat dalam kepada ibunda tersayang dan ayahanda (Almarhum) baik itu atas dukungan moril maupun material;

5. Kakak-kakakku mas Sen, mas Lem, mbak Saroh, mbak Mus, mas Lisin, dan adik-adikku Son dan Hadi atas perhatian, pengertian dan dukungannya.

Akhirnya, semoga buku ini bermanfaat, khususnya yang mempunyai minat pada masalah ini. "Tiada gading yang tak retak ", demikian pula Tugas Akhir ini, maka kritik dan saran akan sangat berguna untuk memperbaikinya.

Surabaya, Maret 1996

Penulis

## DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR TABEL	vii
DAFTAR GAMBAR	ix

### BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang	I-1
1.2. Ide Studi	I-2
1.3. Tujuan	I-3
1.4. Ruang Lingkup	I-4

### BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Umum	II-1
2.2. Aliran Ekspansi Media	II-3
2.3. Pengaruh Partikel Bio Terhadap Ekspansi Media	II-12
2.4. Tipe Pengolahan Biologis Dengan Media Terexpansi	II-19
2.5. Dasar-dasar Mikrobiologi	II-21

2.6. Proses Gas Transfer	II-37
2.7. Kinetika Penghilangan BOD	II-41

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1. Umum	III-1
3.2. Kerangka Penelitian	III-2
3.3. Model Pengolahan	III-4
3.4. Seeding (pembenihan) dan Aklimatisasi	III-6
3.5. Pengoperasian Model Instalasi Pengolahan	III-8
3.6. Penyiapan Larutan Sampel	III-10
3.7. Parameter Yang Dianalisa	III-11
3.8. Metoda Sampling	III-12

### BAB IV HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

4.1. Umum	IV-1
4.2. Pengaruh tinggi ekspansi, waktu detensi dan beban volumetrik Antara Partikel Dengan Biopartikel	IV-2
4.3. Pengaruh Removal Zat Organik Terhadap Media Biopartikel Terexpansi	IV-10
4.4. Pengaruh Penurunan Oksigen Terlarut (DO) Terhadap Media Biopartikel Terexpansi	IV-16

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan V-1

5.2. Saran V-2

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN



## D A F T A R   T A B E L

<div style="background-color: black; height: 15px; width: 100%;"></div>	
Tabel 2.1. Klasifikasi kebutuhan nutrien	II-24
Tabel 3.1. Kondisi operasional reaktor	III-9
Tabel 3.2. Komposisi air limbah yang diolah	III-11
Tabel 4.1. Porositas partikel pasir pada keadaan fluidisasi minimum	IV-3
Tabel 4.2. Perbedaan ekspansi media pada partikel dengan biopartikel pada berbagai harga beban volumetrik	IV-5
Tabel 4.3. Hasil percobaan laboratorium untuk pengaruh ekspansi pada penurunan zat organik	IV-13
Tabel L.1. Kalibrasi flow meter udara	L-10
Tabel L.2. Pengambilan sampling	L-22
Tabel L.3. Fluktuasi zat organik (BOD=500 mg/l)	harian L-28
Tabel L.4. Fluktuasi zat organik (BOD=1000 mg/l)	harian L-29
Tabel L.5. Fluktuasi zat organik (BOD=1500 mg/l)	harian L-30
Tabel L.6. Fluktuasi zat organik (BOD=2000 mg/l)	harian L-31

Tabel L.7. Fluktuasi zat organik	harian
(BOD=2500 mg/l)	L-32
Tabel L.8. Fluktuasi zat organik	harian
(BOD=3000 mg/l)	L-33
Tabel L.9. Sampling DO efluent harian	L-38
Tabel L.10. Data hasil kalibrasi	L-38

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Aliran fluida melewati media trexpansi	II-3
Gambar 2.2. Pengaruh kecepatan fluida terhadap ekspansi media	II-4
Gambar 2.3. Pengaruh tipe distributor pada fluidized bed yang terjadi	II-8
Gambar 2.4. Berbagai macam tipe distributor	II-10
Gambar 2.5. Pressure drop pada fluidized bed yang jelek	II-11
Gambar 2.6. Pengaruh ketinggian ekspansi media terhadap kecepatan yang diperlukan selama pertumbuhan lumpur	II-13
Gambar 2.7. Grafik hubungan antara density dry biofilm dengan ketebalan biofilm	II-16
Gambar 2.8. Grafik hubungan antara konsentrasi biomass (x) dengan MCRT	II-18
Gambar 2.9. Efek temperatur pada pertumbuhan mikroba	II-25
Gambar 2.10. Kurva pertumbuhan mikroorganisme	II-29
Gambar 2.11. Pertumbuhan mikroorganisme dalam limbah organik	II-33

Gambar 2.12. Hubungan antara specific growth rate dan konsentrasi substrat sebagai pembatas	II-36
Gambar 2.13. Mekanisme perpindahan gas	II-38
Gambar 3.1. Kerangka penelitian	III-3
Gambar 3.2. Model instalasi pengolahan skala laboratorium	III-5
Gambar 4.1. Grafik hubungan antara konsentrasi zat organik dengan kemampuan efisiensi penurunan COD limbah	IV-14
Gambar 4.2. Kebutuhan Oksigen pada pengolahan air buangan	IV-18
Gambar 4.3. Hubungan antara konsentrasi zat organik dengan DO effluent	IV-20
Gambar L.1. Kurva kalibrasi flow udara	L-10
Gambar L.2. Grafik fluktuasi PV efluen (BOD=500 mg/l)	L-28
Gambar L.3. Grafik fluktuasi PV efluen (BOD=1000 mg/l)	L-29
Gambar L.4. Grafik fluktuasi PV efluen (BOD=1500 mg/l)	L-30
Gambar L.5. Grafik fluktuasi PV efluen (BOD=2000 mg/l)	L-31
Gambar L.6. Grafik fluktuasi PV efluen (BOD=2500 mg/l)	L-32
Gambar L.7. Grafik fluktuasi PV efluen (BOD=3000 mg/l)	L-33
Gambar L.8. Grafik kalibrasi kualitas air	L-34
Gambar L.9. Grafik kalibrasi BOD=500 mg/l	L-35
Gambar L.10. Grafik kalibrasi BOD=500 mg/l	L-35

Gambar L.11. Grafik kalibrasi BOD=1500 mg/l	L-36
Gambar L.12. Grafik kalibrasi BOD=2000 mg/l	L-36
Gambar L.13. Grafik kalibrasi BOD=2500 mg/l	L-37
Gambar L.14. Grafik kalibrasi BOD=3000 mg/l	L-37

# BAB I

## PENDAHULUAN

---

### 1.1. LATAR BELAKANG

Untuk pengolahan air buangan dewasa ini banyak dipergunakan metode / cara biologis, antara lain dengan cara penyaringan air buangan tersebut melalui saringan biologis yang tercelup. Hal ini disebabkan oleh efisiensi proses yang tinggi dan mempunyai kestabilan sistem. Salah satu dari sistem ini adalah suatu fixed bed dengan partikel pasir yang mengandung mikroba. Namun sistem ini mempunyai kelemahan yaitu sering terjadi penggumpalan sehingga harus sering dilakukan pencucian (backwash).

Untuk mengatasi hal tersebut diatas maka dilakukan penelitian dengan menggunakan sistem expanded bed, dimana dengan bertambahnya porositas (voidage antar partikel) akibat dari ekspansi dapat menambah kemampuan pengembangan konsentrasi mikroba dan juga dengan kemampuan pengolahan yang sama dengan fixed proses hanya berlangsung dalam waktu yang jauh lebih singkat. Demikian juga masalah penggumpalan atau penyumbatan dapat dihilangkan. Dengan adanya proses hanya berlangsung dalam waktu yang jauh lebih singkat, maka sistem pengolahan dengan expanded bed ini bisa digunakan

untuk kapasitas aliran yang besar, dan luas lahan yang diperlukan lebih sedikit.

Dewasa ini sistem pengolahan air limbah dengan expanded bed belum banyak digunakan, tetapi sistem expanded bed lebih banyak digunakan dan dikembangkan di bidang industri kimia, antara lain digunakan untuk mencampur bubuk yang halus, adsorpsi, reaksi sintesa misalnya oksidasi Ethylen, Phtalic anhydride, calcining, dll. Para industriawan menganggap dengan sistem expanded bed ini mempunyai beberapa keuntungan antara lain :

- Pencampuran antar reaktan cukup cepat
- Perpindahan massa dan panas diantara partikel dengan media cukup tinggi dan cukup cepat.
- Dapat dipergunakan untuk operasi dengan skala besar

Berdasar dari hal ini pulalah maka reaktor expanded bed dicoba dipergunakan untuk mengoksidasikan bahan-bahan organik dalam air limbah, terutama untuk konsentrasi zat organik tinggi.

## 1.2. IDE STUDI

Proses apa yang terjadi di dalam reaktor "expanded bed", yang mempunyai waktu detensi sangat pendek tetapi mampu menurunkan zat-zat organik limbah dalam reaktor.

### 1.3. TUJUAN

Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui :

1. Seberapa besar pengaruh ekspansi media pada oksidasi bahan-bahan organik.
2. Hubungan antara kecepatan ekspansi dengan tinggi ekspansi akibat pertumbuhan mikroorganisme yang menempel pada media.

### 1.4. RUANG LINGKUP

Ruang lingkup penelitian tugas akhir ini meliputi:

1. Penelitian dalam skala laboratorium dengan diameter reaktor 10 cm dan diameter pasir silika antara 0,1-0,3 mm
2. Pengoperasian instalasi dengan menggunakan limbah buatan (sintetis) dengan perbandingan BOD:N:P = 100:5:1.
3. Pengaliran air limbah dan udara secara continous-upflow (co-current), dengan debit alir udara konstan sekitar 1,5 l/menit.
4. Resirkulasi  $\frac{2}{3}$  Qupflow dengan tujuan untuk menjaga Qupflow yang konstan akibat dari kebutuhan Qupflow yang terlalu besar, sehingga debit effluent hanya diperlukan  $\frac{1}{3}$  Qupflow.



## B A B II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1. UMUM

Reaktor Expanded Bed (Fluidized Bed) didefinisikan sebagai bertambah besarnya harga voidage bed (media partikel) dari keadaan fixed bed, sehingga bertambah besar pula surface area media partikel. Surface area yang diperoleh dari reaktor media terexpansi ini, dalam sistem pengolahan secara biologis dimanfaatkan sebagai tempat menempelnya mikroorganisme yang akan meremoval zat-zat organik dalam air limbah yang melewatinya. Dengan adanya surface area akibat ekspansi ini dapat menambah kemampuan pengembangan konsentrasi mikroba, selain itu bisa dihindari masalah penggumpalan atau penyumbatan yang biasa ditemui pada reaktor fixed bed.

Menurut hasil percobaan beberapa ilmuwan dinyatakan bahwa, dalam reaktor media terexpansi dengan proses secara biologis, selain terdapat proses *attached growth* juga terdapat proses *suspended growth*. Adapun perbedaan dari kedua proses tersebut adalah :

- *Suspended Growth* : mikroba pengurai zat organik dalam air limbah tumbuh tersuspensi pada media yang akan diolah.

- **Attached Growth** : mikroba pengurai zat organik dalam air limbah menempel pada suatu media penyangga sedang air limbah yang diolah melintas diatas permukaan lapisan mikroba.

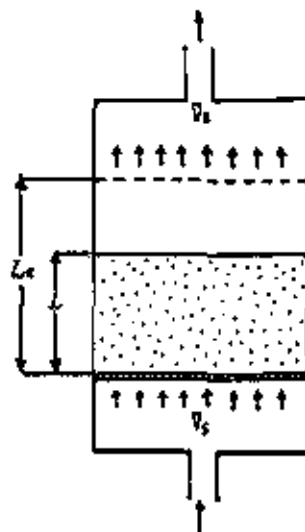
Dan kedua proses tersebut bisa dilakukan dalam keadaan aerobik (penuh oksigen) dan anaerobik (tanpa oksigen). Proses aerobik terjadi jika mikroba yang tumbuh didalamnya memerlukan oksigen sebagai sumber elektron akseptor. Sedang proses anaerobik terjadi jika mikroba yang tumbuh didalamnya tidak memerlukan oksigen sebagai elektron akseptor.

Dengan adanya dua proses tersebut di dalam reaktor expanded bed yaitu proses attached growth dan proses suspended growth, menyebabkan rate pertumbuhan biomassa didalam reaktor cepat. Tetapi biomassa bisa tumbuh dengan banyak jika kondisi lingkungan tempat hidup sesuai baginya dan nutrien (zat organik) yang dibutuhkan memenuhi, sehingga reaktor expanded bed ini biasa digunakan untuk mengolah air limbah dengan konsentrasi tinggi. Sedangkan lingkungan tempat biomassa tumbuh yang diperlukan tidak hanya tergantung pada pH, suhu, kebutuhan oksigen (kondisi aerobik), tetapi juga dipengaruhi kondisi hidrodinamika reaktor misalnya porositas (voidage), rate volumetrik, dan juga dipengaruhi oleh kekentalan fluida yang akan berpengaruh pada tekanan akibat gesekan antara media dengan fluida.

Dalam bab ini akan diuraikan beberapa teori yang menunjang penelitian, yaitu teori tentang: aliran ekspansi media, pengaruh partikel bio terhadap ekspansi media, tipe pengolahan biologis dengan media terexpansi, dasar-dasar mikrobiologi, dan kinetika penghilangan BOD.

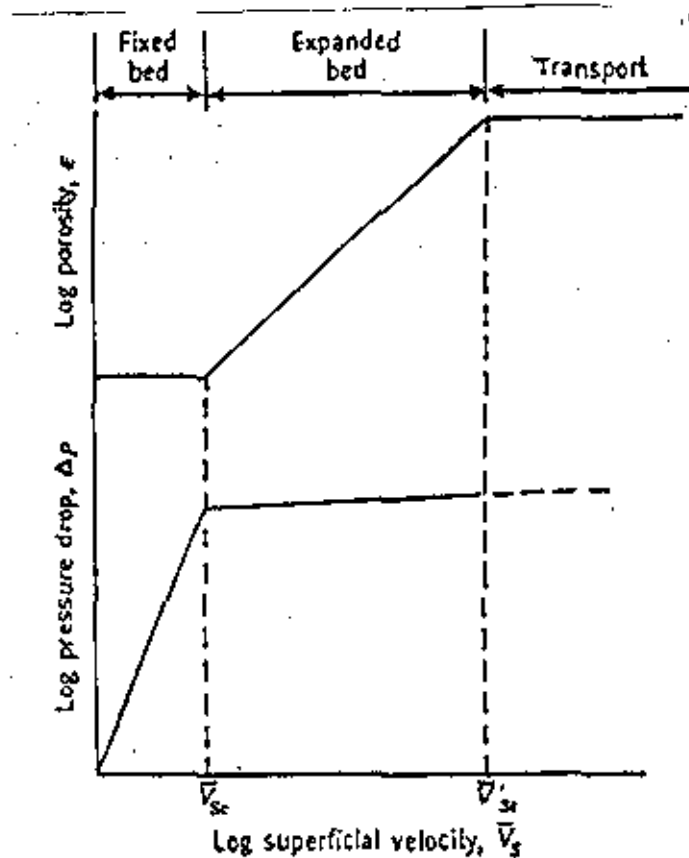
## 2.1. ALIRAN EKSPANSI MEDIA

Pada gambar 2-1 berikut menunjukkan adanya aliran fluida yang naik melalui bed kecil, yang ukuran partikelnya uniform. Pada kecepatan fluida yang rendah, partikel tidak terganggu dan bed tetap fixed. Jika kecepatan ditingkatkan, tentu saja partikel tidak tinggal diam dan kontak satu sama lain, tetapi terfluidisasi karena terdorong oleh fluida.



Gambar 2-1 : Aliran fluida melewati media terexpansi

Sedangkan kecepatan aliran kritisnya ditunjukkan dalam gambar 2-2 yang dinyatakan sebagai  $V_{sc}$ .



Gambar 2-2 : Pengaruh kecepatan fluida terhadap ekspansi media

Dari gambar tersebut diatas terlihat bahwa terjadinya ekspansi media karena adanya kontak antara media partikel dengan cairan (fluida) sehingga menimbulkan transformasi

media partikel. Dan awal ekspansi terjadi bila gaya drag oleh gerakan naik fluida sama dengan berat dari media partikel, atau bisa dirumuskan sebagai berikut :

$$\Delta p S = (g / gc) (L) (1 - e) (\rho_s - \rho) \quad (2-1)$$

atau

$$h_f = (g / gc) (L) (1 - e) [(\rho_s - \rho) / \rho] \quad (2-2)$$

dimana :

$\Delta p$  = penurunan tekanan akibat gesekan melalui media terexpansi, lb force/ft<sup>2</sup>

$h_f$  = kehilangan tekanan akibat gesekan melalui media terexpansi, (ft)(lb force)/(lb mass)

$S$  = penampang media, ft<sup>2</sup>

$L$  = ketebalan media fixed, ft

$\rho_s$  = mass density dari partikel, lb mass/ft<sup>3</sup>

$\rho$  = mass density dari fluida, lb mass/ft<sup>3</sup>

$e$  = porositas dari media fixed

$g$  = percepatan gravitasi, ft/sec<sup>2</sup>

$gc$  = faktor konversi Hk Newton,  
(ft)(lb mass)/(lb force)(sec<sup>2</sup>)

Pada bed yang baru terexpansi voidagenya sedikit lebih besar dari pada fixed bed, dan kenyataannya berhubungan dengan keadaan merenggangnya jarak antar partikel. Dengan bertambah besarnya harga kecepatan fluida, pada suatu saat bed tiba-tiba terbuka, yaitu harga voidage bertambah besar dari  $e$  menjadi  $e_0$ .

Hubungan antara ketebalan dan porositas dari fixed dan expanded bed dikembangkan dari kenyataan bahwa total massa dari partikel tetap konstan (Rich, 1974):

$$L S (1 - \epsilon) \rho_s = L_e S (1 - \epsilon_e) \rho_s \quad (2-3)$$

dan

$$L_e = L (1 - \epsilon) / (1 - \epsilon_e) \quad (2-4)$$

dimana :

$L_e$  = ketebalan dari expanded bed, ft

$\epsilon_e$  = porosity dari expanded bed

Penyelesaian persamaan tersebut diatas, untuk  $L_e$  tergantung pada evaluasi dari  $\epsilon_e$ . Hubungan yang tepat untuk evaluasi ini sudah ditetapkan untuk ekspansi hidraulik dari bed dengan butiran pasir uniform,

$$\epsilon_e = (V_s / U_t)^{0.22} \quad (2-5)$$

dimana :

$V_s$  = kecepatan superficial berdasarkan penampang bed,  
ft/sec

$U_t$  = kecepatan terminal dari free settling partikel,  
ft/sec

Stratifikasi bed dari partikel ukuran non uniform akan terexpansi secara lengkap jika untuk partikel terbesar :

$$V_s = U_t \epsilon^{4.5} \quad (2-6)$$

Untuk banyak bed, ketebalan ekspansi dapat dihitung dengan memakai persamaan sbb:

$$L_e = L (1 - \epsilon) \sum [x_i / (1 - \epsilon_e)] \quad (2-7)$$

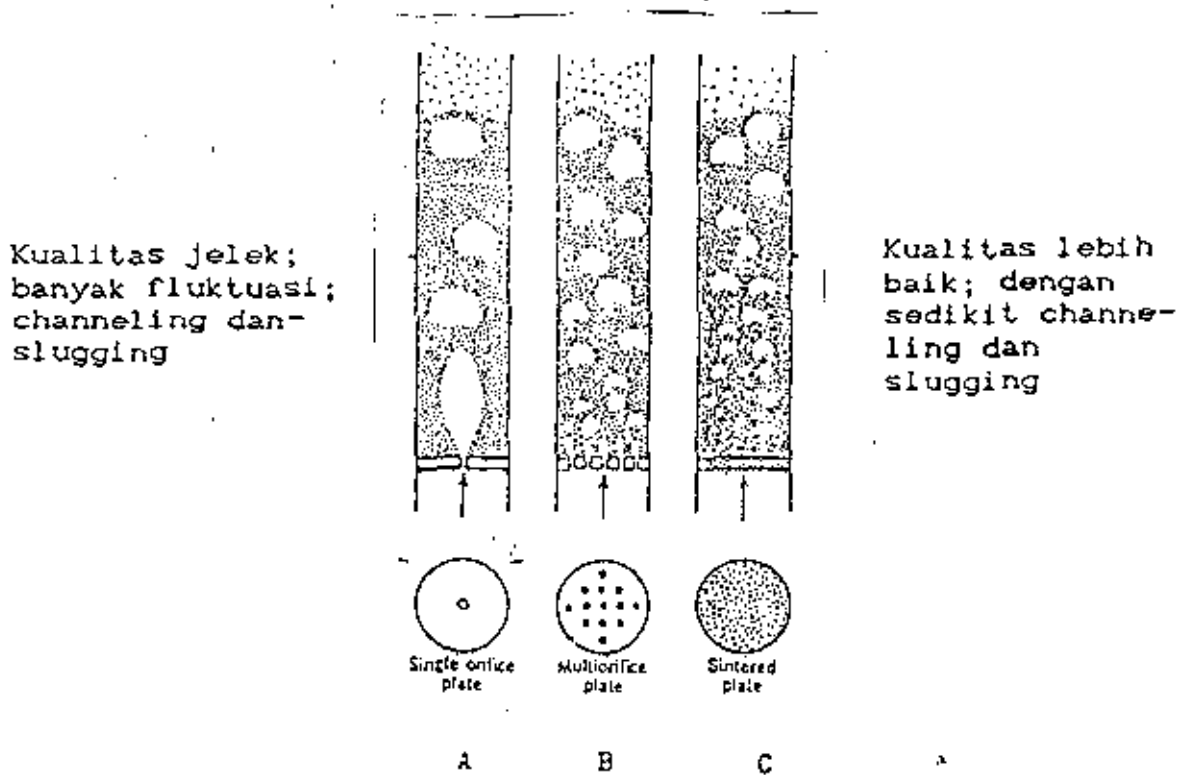
dimana :

- $x_i$  = fraksi berat dari partikel yang membentuk lapis dengan porositas  $e_{e,i}$   
 $i$  = nomor dari fraksi berat di campuran

Seperti ditunjukkan diatas, resistance maximum dimana partikel berkontak dengan fluida adalah mendekati berat efektifnya. Jika berat efektif tidak berubah dengan ekspansi bed, penurunan tekanan melalui fluidisasi bed dari partikel ukuran non uniform dapat diestimasi dengan persamaan 2-1 dan 2-2.

#### KESEMPURNAAN EXPANSI/FLUIDISASI

Untuk memperoleh operasi fluidisasi yang sempurna, hal yang penting diperhatikan pada saat merancang suatu fluidized bed adalah pemilihan distributor yang tepat. Beberapa peneliti telah menunjukkan bahwa kualitas fluidisasi sangat dipengaruhi oleh tipe dan ukuran yang tepat pada distributor fluida yang dipergunakan. Beberapa tipe distributor yang dapat digunakan untuk mendistribusikan aliran pada reaktor fluidized bed, terdapat pada gambar 2-4. Sedangkan pada gambar 2-3 ditunjukkan pengaruh kualitas aliran fluidisasi pada tipe distributor.



Gambar 2-3 : Pengaruh tipe distributor pada fluidized bed yang terjadi

Gambar 2-4 berikut dibawah ini melukiskan tipe-tipe distributor untuk fluidized bed.

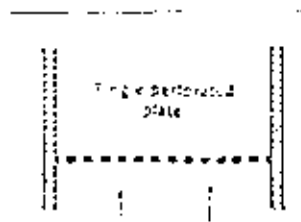
Tipe (2-4a) adalah "singleperforated plate", yang terbuat dari plate datar, atau dapat pula dari kawat ayakan. Tipe ini kebanyakan dipergunakan untuk skala laboratorium. Kelemahannya adalah partikel solid yang halus akan jatuh bila fluida berhenti masuk. Hal ini dapat diatasi dengan



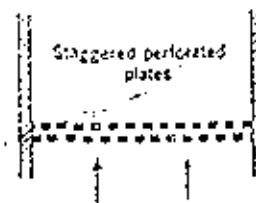
menggunakan dua buah perforated plate yang disusun rangkap (staggered), seperti tipe (2-4b). Tipe ini cukup baik untuk industri karena tipe ini sifatnya masih sama dengan tipe (2-4b), mudah dirancang, konstruksinya tidak sulit dan distribusi fluida cukup baik.

Untuk operasi dengan beban solid cukup berat dan diameter bed cukup besar, maka kedua tipe diatas kurang tahan terhadap defleksi. Dalam hal semacam ini dipergunakan distributor tipe (2-4c) yaitu berbentuk concave / dished perforated plate atau tipe (2-4d) berbentuk convex perforated plate. Kedua tipe ini tahan terhadap beban berat dan thermal stress. Untuk fluidized bed yang condong mengalami bubling dan channeling di daerah tengah (sumbu) disarankan memilih tipe (2-4c). Untuk tipe (2-4d) hanya akan memberikan distribusi yang baik bila di bagian pinggir dan tengah ditambah dengan beberapa orifice.

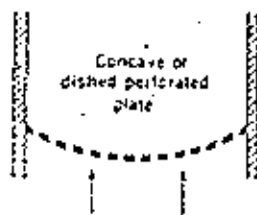
Tipe (2-4e) berbentuk nozzle dan tipe (2-4f) berbentuk bubble cap , banyak digunakan untuk menghindari jatuhnya solid ke bawah.



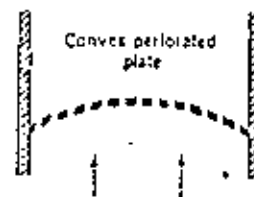
(2 - 4a)



(2 - 4b)



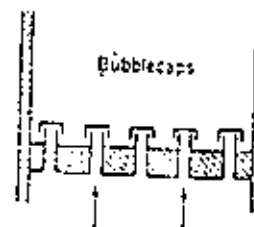
(2 - 4c)



(2 - 4d)



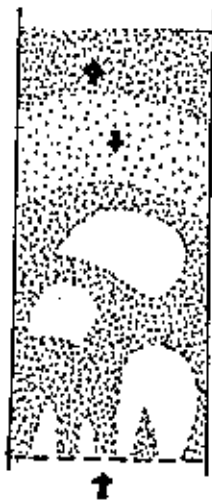
(2 - 4e)



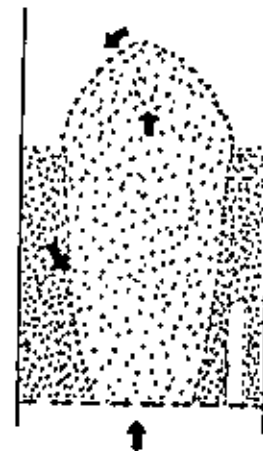
(2 - 4d)

Gambar 2-4 : Berbagai macam tipe distributor

Kesempurnaan pengoperasian fluidisasi tidak hanya dipengaruhi oleh tipe distributor tetapi juga dipengaruhi oleh besar kecilnya penurunan tekanan akibat gesekan melalui fluidized bed atau biasa disebut dengan "pressure drop". Pada Gambar 2-5 berikut di bawah ini menunjukkan suatu fluidized bed yang jelek. Pada Gambar 2-5a terlihat fluktuasi pressure drop yang cukup besar hingga menimbulkan penyumbatan. Sedangkan pada gambar 2-5b ditunjukkan ketidaknormalan pressure drop yang rendah menyebabkan kontak yang tidak sempurna antara fluida dengan partikel dan terjadi fluidized bed hanya sebagian (Kunii, 1969).



(2-5a)



(2-5b)

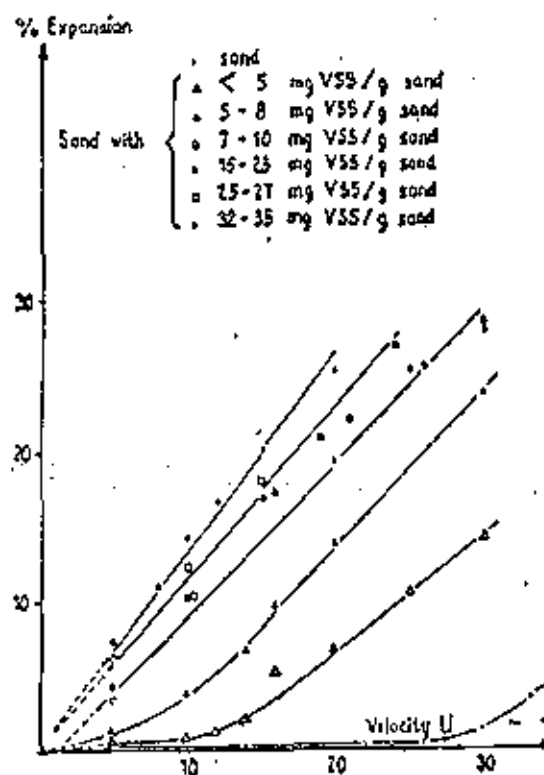
Gambar 2-5 : Pressure Drop pada Fluidized Bed yang jelek

## 2.2. PENGARUH PARTIKEL BIO TERHADAP EXPANSI MEDIA

Di dalam reaktor media terexpansi, partikel yang dibungkus lapisan bio atau disebut sebagai lapisan "biofilm" yang bergerak di dalam reaktor mengakibatkan beberapa perubahan fisik antara lain perubahan ukuran partikel, density, dan hydraulic drag coefficient.

Selama masa permulaan, perubahan tertentu diukur dengan kemunculan dan sifat-sifat fisik partikel pasir yang secara perlahan-lahan terlapisi lumpur (butiran pasir yang terlapisi lumpur disebut "Biopartikel"). Lapisan lumpur yang membungkus butiran pasir menandakan terdapatnya pertumbuhan mikroorganisme yang dinyatakan adanya sejumlah VSS (Volatile Suspended Solids).

Menurut teori Y. Richard (1978), semakin besar pertumbuhan mikroorganisme semakin besar pula diameter biopartikel, sedangkan semakin besar diameter biopartikel semakin kecil density biopartikel. Dengan adanya penurunan density biopartikel, kecepatan yang diperlukan agar media tetap terexpansi semakin kecil pula. Hal ini telah ditunjukkan dalam bentuk grafik oleh Y. Richard yaitu pada gambar 2-6 berikut di bawah ini:



Gambar 2-6 : Pengaruh ketinggian ekspansi media terhadap kecepatan yang diperlukan selama pertumbuhan lumpur

### 2.2.1. HIDRODINAMIKA REAKTOR BIOLOGIS MEDIA TEREXPANSI

Karakteristik hidrodinamika suatu reaktor fluidized bed ditandai adanya angka porositas media terexpansi ( $e$ ). Nilai porositas ini dipengaruhi oleh ketebalan biofilm yang menempel pada partikel. Porositas dapat dihitung dari rumus menurut Richardson dan Zaki (1982), sebagai berikut:

$$U / U_t = e^{-n} \quad (2-8)$$

$$\log (U_t) = \log (U) - dp/de \quad (2-9)$$



dimana :

$U$  = kecepatan liquida dalam fluidisasi, cm/dt

$U_t$  = kecepatan terminal biopartikel settling, cm/dt

$n$  = suatu harga yang ditentukan secara empiris dengan fungsi  $dp/dc$  dan bilangan terminal Reynold

$$n = (9,11 + 18 dp/dc) Re_t^{-0,21}$$

sedangkan bilangan terminal Reynold oleh Hermanowicz dan Cheng (1988) diformulasikan:

$$Re_t = U_t dp / \nu \quad (2-10)$$

dimana :

$dp$  = diameter biopartikel, cm

$dc$  = diameter kolom reaktor, cm

$\nu$  = viskositas fluida,  $cm^2/dt$

Sedangkan pengaruh gaya drag oleh pengaruh gerakan naik fluida terhadap partikel bio (biopartikel) dirumuskan sebagai berikut:

$$C_D = b Re_t^{-k} \quad (2-11)$$

$$b = 24 (1,9)^{k-1} \quad \text{dimana, } k = 0,63 \exp(-2,5 \delta) \quad (2-12)$$

Di dalam design reaktor biologis pada media terexpansi tergantung pada harga density baik itu density partikelnya maupun density biopartikelnya. Besar kecilnya density biopartikel dipengaruhi oleh besar kecilnya zat padat tersuspensi. Ratio antara zat padat tersuspensi organik (MLVSS) terhadap zat padat tersuspensi inorganik (MLFSS), oleh Hermanowicz dan Cheng (1988) diformulasikan sebagai

$\rho_{bd}$  = density dry biofilm,  $\text{g/cm}^3$

$\rho_{bdd} = 1.3 \text{ g/cm}^3$  (dry mass / dry volume)

Setelah diketahui nilai  $\rho_{bv}$  tersebut diatas dapat dihitung nilai density overall biopartikel sebagai berikut:

$$\rho_p = \rho_{bv} + (\rho_s - \rho_{bv}) d_s^3 / d_p^3 \quad (2-17)$$

Sehingga persamaan untuk kecepatan terminal biopartikel settling dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$U_t = \left\{ \frac{4}{3} g / C_d \left[ \frac{(\rho_p - \rho_v)}{\rho_v} d_p \right] \right\}^{0.5} \quad (2-18)$$

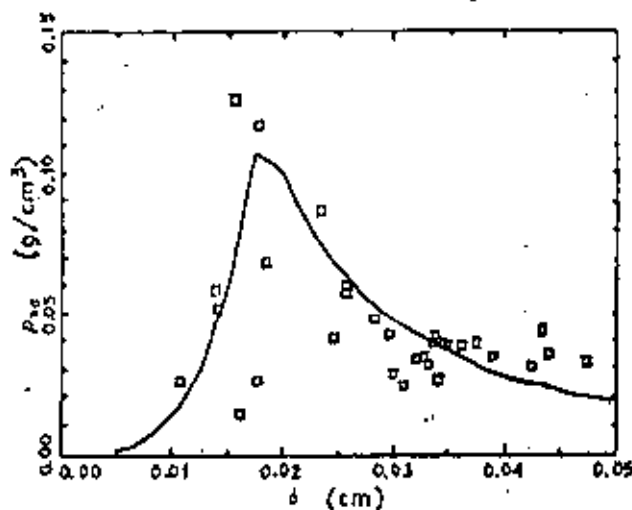
dimana :  $U_t$  = kecepatan biopartikel settling,  $\text{cm/dt}$

$\rho_p$  = density biopartikel,  $\text{g/cm}^3$

$\rho_v$  = density liquid,  $\text{g/cm}^3$

$g$  = percepatan gravitasi bumi,  $\text{m/dt}^2$

$C_d$  = koefisien drag



Gambar 2-7 : Grafik hubungan antara density dry biofilm dengan ketebalan biofilm

## 2.2.2. EFEK MCRT (MEAN CELL RESIDENCE TIME)

Dalam hal pemisahan solid/liquid di dalam Fluidized Bed ini, digunakan media pasir sebagai tempat menempelnya biomass. Nilai efisiensi Fluidized Bed dalam menurunkan kadar pencemar limbah organik ini tergantung pada lama biomass di dalam reaktor dan kemampuan distribusi biomass di dalam reaktor. Biomass tumbuh membentuk lapisan biofilm yang menempel pada pasir, dan dengan berkembangnya lapisan biofilm ini terjadi perubahan physical karakteristik yaitu ukuran partikel, density, hidraulik drag coefisien, porosity dan ketinggian expanded bed. Adanya perubahan karakteristik fisik tersebut mengakibatkan terjadinya distribusi biomass. Efek dari distribusi biomass mempengaruhi removal substrat dan berhubungan dengan Mean Cell Residence Time (MCRT) di dalam reaktor.

Definisi Mean Cell Residence Time (MCRT) atau Biological Solid Retention Time (BSRT), yaitu banyaknya sel dalam bak (reaktor) untuk tiap sel yang dibuang selama satu hari.

Efek MCRT dan distribusi biomass di dalam reaktor Fluidized Bed oleh Hermanowicz dan Cheng (1988) diformulasikan sbb:

Maximal Concentrasi biomass (X)

$$X = (\rho_b d (1-e) (1-(ds/dp)^B)) \quad (2-19)$$

$$MCRT = (HX)/(UX_{eff}) \quad (2-20)$$



dimana :

$H$  = tinggi bed, cm

$X_{eff}$  = Konsentrasi Volatile Solids (VS) effluent, mg/l

$e$  = porosity fluidisasi

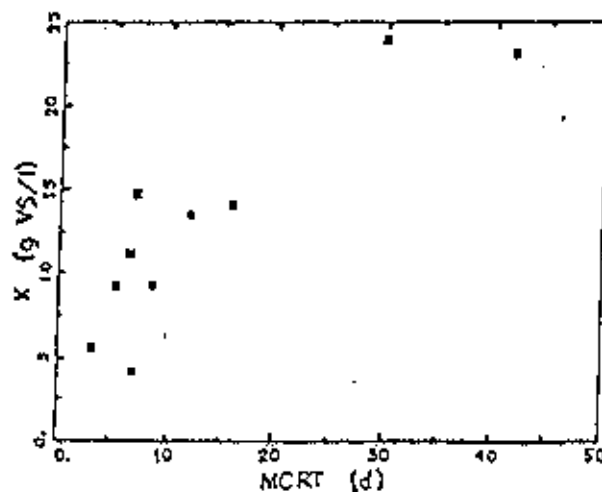
$U$  = Kecepatan fluida dalam fluidisasi, cm/dt

$d_s$  = diameter pasir, cm

$d_p$  = diameter partikel (pasir dan biofilm), cm

$\rho_{bd}$  = density dry biofilm, g/cm<sup>3</sup>

Dari persamaan tersebut diatas grafik hubungan antara MCRT dengan  $X$ (konsentrasi biomass) oleh Hermanowicz dan Cheng digambarkan pada gambar 2-8 sebagai berikut di bawah ini:



Gambar 2-8 : Grafik hubungan antara konsentrasi biomass ( $X$ ) dengan MCRT

### 2.3. TIPE PENGOLAHAN BIOLOGIS DENGAN MEDIA TEREXPANSI

Dalam teknologi pengolahan air limbah dengan menggunakan proses biologis pada media terexpansi dapat digunakan dua sistem kontrol sebagai indikator removal zat pencemar yaitu dengan proses aerobik maupun anaerobik. Adapun definisi masing-masing dari kedua proses tersebut adalah:

#### ● PROSES AEROBIK

Adalah suatu proses yang melibatkan oksigen secara langsung dalam proses reaksi. Proses ini diukur atas kadar oksigen yang cukup dalam air. Dalam proses ini organik karbon akan ditransformasikan ke dalam bentuk  $\text{CO}_2$  dan biomassa.

Degradasi glukosa dengan menggunakan proses aerobik adalah sebagai berikut:

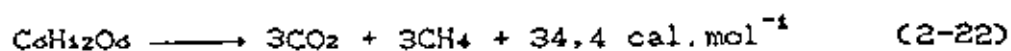


#### ● PROSES ANAEROBIK

Adalah suatu proses reaksi yang terjadi tanpa menggunakan supply udara. Setelah proses degradasi, organik karbon tetap berada dalam bentuk  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ , dan biomassa. Akibat adanya kondisi potensial redoks yang rendah, nitrogen diukur dalam bentuk amonia, dan

sulfur diukur dalam bentuk asam sulfida maupun bentuk senyawa-senyawa organik sulfur yang lain.

Degradasi glukosa dengan menggunakan proses anaerobik adalah sebagai berikut:



Beberapa perbedaan antara proses aerobik dan anaerobik

- pada sel aerobik kecepatan generasinya lebih cepat dibandingkan dengan sel anaerobik;
- pada proses aerobik lumpur atau sludge yang dihasilkan lebih banyak dibandingkan dengan proses anaerobik;
- pada proses aerobik kecepatan degradasi relatif lebih cepat dibandingkan dengan proses anaerobik;
- pada proses aerobik cell residence time lebih rendah dari pada proses anaerobik.

Menurut hasil percobaan Jerris (1977) untuk reaktor biologis media terexpansi dengan proses anaerobik dihasilkan "Solid Retention Time" (SRT) selama 10 sampai 15 hari dengan besar konsentrasi Volatile Solid sekitar 35000 sampai 40000 mg/l. Sedangkan hasil percobaan La Padula dan Sanderson (1977) dengan menggunakan reaktor biologis media terexpansi pada kondisi aerobik dihasilkan SRT selama 0,62 sampai 2,58 hari dengan besar konsentrasi Volatile Solids sekitar 32800 mg/l.

## 2.4. DASAR-DASAR MIKROBIOLOGI

Proses biologis merupakan salah satu proses penghilangan (removal) zat-zat organik dengan efisiensi yang cukup tinggi. Proses ini memanfaatkan sistem kehidupan yang ada dalam air yaitu mikroorganisme (ganggang, bakteri, dan protozoa) sebagai decomposer zat-zat organik yang bersifat koloid dan terlarut dalam limbah, baik dalam keadaan aerobik (cukup oksigen), anaerobik (tanpa oksigen) atau fakultatif (campuran antara aerobik maupun anaerobik). Distribusi dari jenis mikroorganisme ini tergantung pada kedalaman, jenis air buangan dan kondisi-kondisi lain yang berpengaruh.

Didalam perancangan proses pengolahan air limbah secara biologis, hal-hal yang harus diperhatikan didalam proses tersebut adalah:

1. Nutrien yang diperlukan oleh mikroorganisme
2. Faktor-faktor lingkungan yang mempengaruhi pertumbuhan mikroorganisme
3. Metabolisme mikroorganisme
4. Hubungan antara pertumbuhan mikroorganisme dengan substrate utilization.

#### 2.4.1. NUTRIEN MIKROORGANISME

Nutrien bagi mikroorganisma berfungsi :

- Menyediakan material yang dibutuhkan untuk sintesis dari material materi cytoplasma;
- Sebagai sumber energi untuk pertumbuhan sel dan reaksi biosintesis;
- Sebagai akseptor elektron yang dilepaskan dari reaksi energy-yielding.

Karbon, Oksigen, Nitrogen, Phosphor, dan Sulfur merupakan elemen elemen pembentuk makromolekul sel. Sembilan puluh enam persen (96%) berat kering sel terdiri dari elemen-elemen tersebut. Sisanya yang empat persen (4%) dari berat kering sel terdiri dari sejumlah elemen seperti Mg, Na, Ca, Mn, Cl, Fe, Co, Cu, Zn, Mo, K, Se. Elemen-elemen yang diperlukan dalam jumlah yang kecil disebut trace elements (Gaudy 1981). Jumlah nutrisi yang tidak cukup seperti nitrogen dan phosphor cenderung menurunkan laju pertumbuhan mikroba dan menurunkan laju penghilangan BOD.

Jumlah N yang diperlukan untuk removal BOD yang efektif dan sintesis mikroba menurut Helmers dkk (1951) adalah 4.3 lb/100 lb BODrem (4.3 kg N/100 kg BODrem) dan P yang diperlukan adalah 1.6 lb P/100 lb BODrem (0.6 kg P/100 kg BODrem). Perbandingan antara BOD, N dan P yang dirancang untuk menjamin nutrisi yang cukup dalam laju penanganan

biologik yang tinggi adalah 100:5:1.

Berdasarkan pola kehidupan, khususnya pada sumber nutrisi dan energi serta kebutuhan oksigen, maka bakteri dibagi menjadi:

#### 1. Bakteri autotrofik/litotrofik

Yang memerlukan sumber karbon di dalam bentuk senyawa anorganik seperti karbondioksida ( $\text{CO}_2$ ) atau karbonat ( $\text{CO}_3$ ) dan ion-ion  $\text{NH}_4$ ,  $\text{NO}_3$  atau  $\text{N}_2$  bebas sebagai sumber nitrogen.

Bakteri autotrofik dapat dibagi lagi menjadi:

##### a) Bakteri kemosintetik/kemoautotrof

Jika energi yang dibutuhkan diperoleh dengan mengoksidasikan hidrogen, karbonmonoksida, besi, belerang, amoniak dan nitrit.

##### b) Bakteri fotosintetik/foto-autotrof

Jika energi yang dibutuhkan diperoleh dari sinar.

#### 2. Bakteri heterotrofik/organotrofik

Yang memerlukan sumber karbon di dalam bentuk senyawa organik seperti glukosa yang memiliki susunan molekul yang lebih kompleks.

Sedangkan klasifikasi nutrisi yang diperlukan oleh mikroorganisme ditunjukkan pada tabel 2-1.

Tabel 2-1 : Klasifikasi kebutuhan nutrisi

No	Fungsi	Sumber
1	Sumber energi	Komponen organik Komponen anorganik Sunlight
2	Electron acceptor	O <sub>2</sub> Komponen organik Kombinasi inorganik oxygen (NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ; NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> ; SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )
3	Sumber Karbon	CO <sub>2</sub> ; HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
4	Trace elements dan faktor pertumbuhan seperti vitamin	Komponen Organik

#### 2.4.2. PENGARUH LINGKUNGAN TERHADAP MIKROORGANISMA

Untuk menjamin efisiensi pengolahan yang optimum, faktor-faktor lingkungan yang berpengaruh seperti suhu, kebutuhan oksigen dan pH perlu diperhatikan.

##### ► EFEK TEMPERATUR

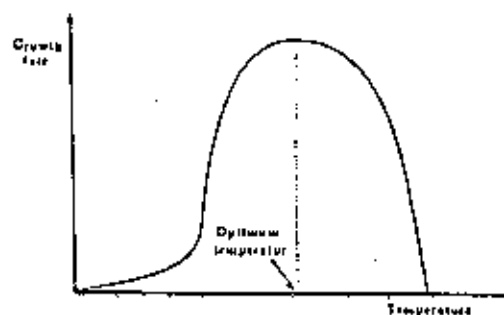
Semua proses pertumbuhan tergantung pada reaksi-reaksi kimia dan kecepatan reaksi-reaksi ini dipengaruhi oleh temperatur. Gambar 2-9 memperlihatkan efek temperatur pada kecepatan pertumbuhan. Gambar tersebut memperlihatkan, pada temperatur yang rendah tidak terjadi proses pertumbuhan dan dengan bertambahnya temperatur, akan dicapai suatu titik dimana kecepatan pertumbuhan maximum. Temperatur pada titik ini disebut temperatur optimum. Selanjutnya

bertambahnya lagi temperatur mengakibatkan komponen-komponen sel yang sensitif seperti enzim menjadi rusak dan laju pertumbuhan turun dengan drastis.

Berdasarkan temperatur optimum, bakteri dapat di klasifikasikan sebagai berikut:

- bakteri *psychrophilic* tumbuh subur pada suhu kurang dari  $4^{\circ}\text{C}$
- bakteri *mesophilic* tumbuh subur pada suhu  $(4-39)^{\circ}\text{C}$
- bakteri *thermophilic* mempunyai temperatur puncak  $55^{\circ}\text{C}$

Sebagian besar pengolahan aerobik biologik beroperasi dalam range *mesophilic*. Dalam range ini kecepatan reaksi biologik akan bertambah mencapai maximum pada suhu  $31^{\circ}\text{C}$  (Eckenfelder, 1989).



Gambar 2-9 :Efek temperatur pada pertumbuhan mikroba



### ► EFEK PH

Untuk sebagian besar bakteri serta untuk sebagian besar proses pengolahan limbah, range pH untuk pertumbuhan berkisar antara 4-9. PH optimum adalah pH yang paling baik untuk pertumbuhan bakteri yaitu range pH berada antara 6,5-7,5.

### ► KEBUTUHAN OKSIGEN UNTUK OKSIDASI AEROBIK

Oksigen diperlukan bakteri untuk mengoksidasikan bahan buangan untuk mendapatkan energi yang cukup agar mampu mensintesa molekul yang kompleks, misalnya protein dan polisakarida yang dibutuhkan untuk membentuk sel baru. Untuk proses pertumbuhan secara aerobik kebutuhan konsentrasi oksigen terlarut yang tepat minimal 1-2 mg/l.

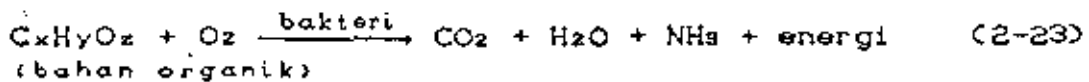
### 2.4.3. METABOLISMA MIKROORGANISME

Zat-zat makanan diserap mikroorganisme melalui berbagai reaksi biokimia yang biasa disebut sebagai proses "Metabolisma". Didalam proses metabolisme terjadi proses katabolisme dan anabolisme. Katabolisme menghasilkan energi bebas pada struktur kompleks molekul organik yang besar. Energi ini diubah oleh mikroorganisme ke dalam bentuk ATP (Adenosin triphosphat). Anabolisme adalah proses sintesis

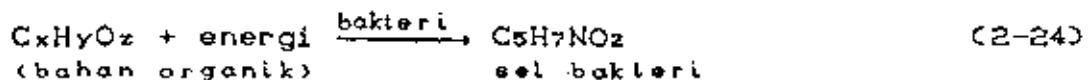
yang terjadi pada peningkatan ukuran dan kompleksitas struktur kimia. Jadi proses ini membutuhkan energi yang didapat dari ATP.

Jadi katabolisme berarti menguraikan dan anabolisma berarti membangun, dan persamaannya yang dapat menjelaskan maksud dari proses metabolisme adalah:

• KATABOLISME



• ANABOLISME



Sepertiga dari BOD yang tersedia dipergunakan untuk reaksi katabolik dan dua pertiganya untuk reaksi anabolik (Mara, 1975).

Bakteri heterotroph menggunakan zat-zat organik sebagai sumber karbon dan energi. Suatu bagian dari zat yang diserap dioksidasi untuk menghasilkan energi dan  $CO_2$ ;  $H_2O$ ; serta  $NH_4$ . Sedangkan bagian lainnya digunakan untuk sintesa sel.

#### 2.4.4. KINETIKA PERTUMBUHAN MIKROORGANISME

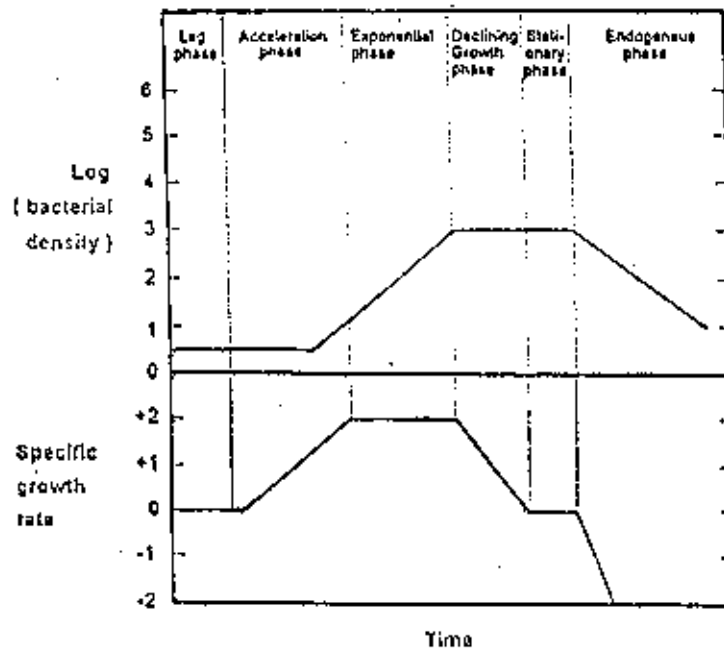
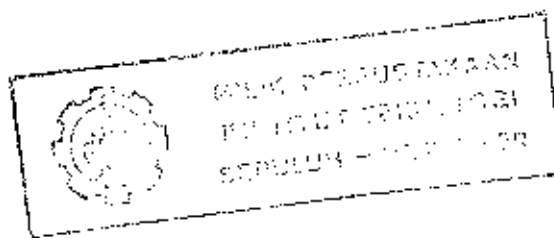
##### 2.4.4.1. Kurva Pertumbuhan Mikroorganisme

Mengingat bahwa proses pengolahan air limbah secara biologis sangat tergantung pada organisme tersuspensi, maka prinsip dasar pertumbuhan mikroorganisme haruslah dimengerti. Umumnya mikroorganisme berkembangbiak secara :

1. *binary fission*, yaitu pembelahan satu sel menjadi dua;
2. *sexual mode*, yaitu perkawinan jenis jantan dan betina secara biasa;
3. *budding*, seperti halnya *binary fission*, hanya saja hal ini diawali dengan tumbuhnya benjolan yang seterusnya benjolan ini akan memisahkan diri.

Waktu Generasi, yaitu waktu yang dibutuhkan dari satu sel menjadi dua sangatlah bervariasi, mulai dari kurang dari 20 menit hingga mencapai beberapa hari. Dengan demikian pada periode waktu tertentu akan terbentuk berjuta-juta sel. Namun hal ini sulit untuk dapat terjadi mengingat beberapa faktor lingkungan yang belum tentu menunjang.

Pada dasarnya pertumbuhan mikroorganisme mengingat trend seperti yang terlihat pada gambar 2-10 berikut:



Gambar 2-10 : Kurva Pertumbuhan Mikroorganisme

Menurut Monod (1949) kurva pertumbuhan mikroorganisme mulai dari awal aktivitas hingga berhenti dibagi dalam 6 fase, yaitu:

#### 1. Fase Lag

Selama fase ini perubahan bentuk dan pertumbuhan jumlah individu tidak secara nyata terlihat. Karena fase ini dapat juga dinamakan adaptasi (penyesuaian) ataupun fase

pengaturan jazad untuk suatu aktivitas di dalam lingkungan yang mungkin baru. Sehingga grafik selama fase ini umumnya mendatar.

Ciri-ciri:

- waktu generasi yang panjang;
- belum ada pertumbuhan (mendekati nol);
- ukuran sel maximum.

### 2. Fase Akselerasi

Yaitu fase menurunnya waktu generasi dan meningkatnya kecepatan pertumbuhan.

### 3. Fase Exponensial atau logaritmik

Setelah setiap individu menyesuaikan diri dengan lingkungan baru selama fase lag maka mulailah mengadakan perubahan bentuk dan meningkatkan jumlah individu (sel) sehingga kurva meningkat dengan tajam (menanjak). Peningkatan ini harus diimbangi dengan banyak faktor antara lain:

#### (1). Faktor biologis

Yaitu bentuk dan sifat jazat terhadap lingkungan yang ada, serta asosiasi kehidupan diantara jazat yang ada kalau jumlah jenis lebih dari sebuah.

### (2).Faktor non biologis

Antara lain kandungan sumber nutrisi di dalam media, temperatur, pH, kandungan oksigen, dll. Kalau faktor-faktor di atas optimal, maka peningkatan kurva akan nampak tajam seperti gambar 2-10.

#### Ciri-ciri:

- waktu generasi dalam keadaan minimum dan konstan;
- specific growth rate konstan dan maximum;
- proses metabolisme maximum;
- ukuran sel minimum.

### 4. Fase pengurangan pertumbuhan (declining growth)

Berupa keadaan puncak dari fase logaritmik sebelum mencapai fase stationer, dimana penambahan jumlah individu mulai berkurang atau menurun yang disebabkan oleh banyak faktor, antara lain berkurangnya sumber nutrisi, kurangnya oksigen, tercapainya jumlah kejenuhan pertumbuhan jasad, dan meningkatnya akumulasi zat-zat yang bersifat toksik.

#### Ciri-ciri:

- waktu generasi kembali meningkat;
- specific growth rate menurun karena makin berkurangnya makanan (substrat);
- semakin tertumpuknya material toxic

### 5. Fase Stasioner

Pengurangan sumber nutrisi serta faktor-faktor yang terkandung di dalam jasadnya sendiri, maka sampailah puncak aktivitas pertumbuhan kepada titik yang tidak bisa dilampaui lagi. Sehingga selama ini, gambaran grafik akan mendatar. Wilkinson (1975) mencatat bahwa fase stasioner dapat diakibatkan dari seimbangnya pertumbuhan dan kematian tapi normalnya adalah sebagai akibat dari sel-sel yang tinggal dalam keadaan tersuspensi.

Ciri-ciri:

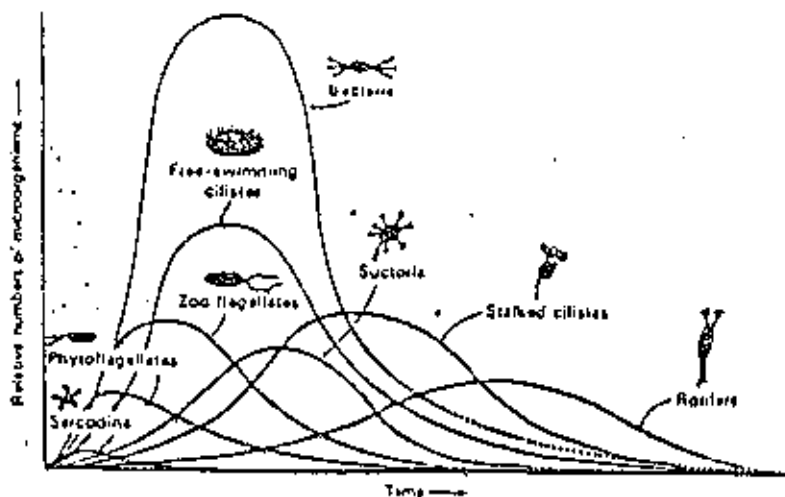
- habisnya nutrisi (N, P, dll);
- konsentrasi racun (toxic material) tinggi;
- pembentukan lumpur (sludge) optimal

### 6. Fase Kematian

Ini merupakan akhir dari suatu kurva dimana jumlah individu secara tajam akan menurun sehingga grafik tampaknya akan kembali ke titik awal lagi.

## TINJAUAN PUSTAKA

Seringkali dalam suatu unit pengolahan air limbah secara biologi dijumpai suatu populasi mikroorganisme yang kompleks, dimana tiap jenis mikroorganisme dalam sistem mempunyai kurva pertumbuhan sendiri. Posisi dan bentuk kurva pertumbuhan dalam skala waktu tergantung dari makanan yang cukup, pH, suhu, dan keadaan sistem yang aerobik atau anaerobik. Variasi mikroorganisme yang mendominasi pengolahan limbah cair organik yang aerobik diberikan pada gambar berikut:



Gambar 2-11 : Pertumbuhan mikroorganisme dalam limbah organik



#### 2.4.4.2. LAJU PERTUMBUHAN BIOMASS

Beberapa persyaratan penting untuk pertumbuhan biomass adalah:

- Sumber energi

- Sumber karbon

- Eksternal electron acceptor (bila dibutuhkan)

- Kondisi fisik kimiawi yang memadai

Apabila seluruh kebutuhan telah dipenuhi, untuk penambahan waktu  $\Delta t$ , pertambahan konsentrasi biomass  $\Delta x$ , adalah sesuai dengan pertambahan biomass  $x$ .

Secara matematis dapat ditulis:

$$\Delta x = x \Delta t \quad (2-25)$$

Persamaan 2-25 dapat ditulis kembali dengan menambahkan suatu konstanta pertumbuhan  $\mu$ ,

$$\Delta x = \mu x \Delta t \quad (2-26)$$

Dengan membagi kedua ruas dengan  $\Delta t$  dan  $\Delta t \rightarrow 0$ , persamaan 2-26 menjadi :

$$(dx/dt) = \mu x \quad (2-27)$$

atau

$$\ln x/x_0 = \mu t \quad (2-28)$$

$$x = x_0 e^{\mu t} \quad (2-29)$$

dimana :

$\mu$  = spesifik growth rate , waktu<sup>-1</sup>

$x$  = konsentrasi biomass , massa/waktu

$t$  = waktu pertumbuhan , waktu

Monod (1949) menyimpulkan bahwa kecepatan pertumbuhan biomassa ( $dx/dt$ ) tidak hanya merupakan fungsi dari konsentrasi organisme tetapi juga fungsi dari konsentrasi nutrien (substrat) yang bersifat sebagai pembatas. Hubungan antara konsentrasi substrat sebagai pembatas pertumbuhan dan specific growth rate biomassa diperlihatkan pada persamaan berikut:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (2-30)$$

dimana :

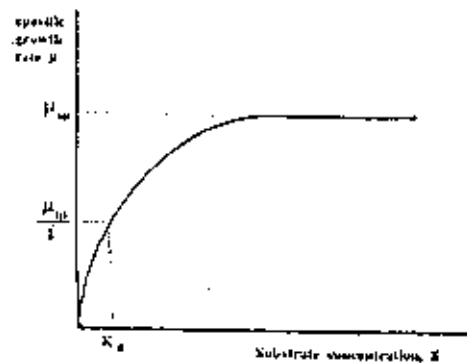
$\mu$  = spesifik growth rate , waktu<sup>-1</sup>

$\mu_m$  = nilai maximum  $\mu$  pada konsentrasi jenuh substrat, waktu<sup>-1</sup>

$S$  = konsentrasi substrat (BOD<sub>u</sub> = COD biodegradable) sebagai pembatas pertumbuhan, massa volume<sup>-1</sup>

$K_s$  = konstanta kejenuhan yang nilainya sama dengan konsentrasi substrat pada  $\mu = \mu_m / 2$  , massa volume<sup>-1</sup>

Efek konsentrasi substrat pada specific growth rate diperlihatkan pada gambar 2-12.



Gambar 2-12 : Hubungan antara specific growth rate dan konsentrasi substrat sebagai pembatas

#### 2.4.4.3. GROWTH YIELD

Kebutuhan nutrisi secara kuantitatif dari suatu organisme disebut sebagai *growth yield* =  $Y$ . Yang secara matematis didefinisikan :

$$\Delta x / \Delta s = Y \quad (2-31)$$

Menurut Monod (1949) nilai  $Y$  tetap konstan jika komposisi biomassa dan kondisi lingkungan tetap konstan. Sehingga bila  $x_0$  dan  $s_0$  menyatakan biomassa awal dan substrat awal, maka:

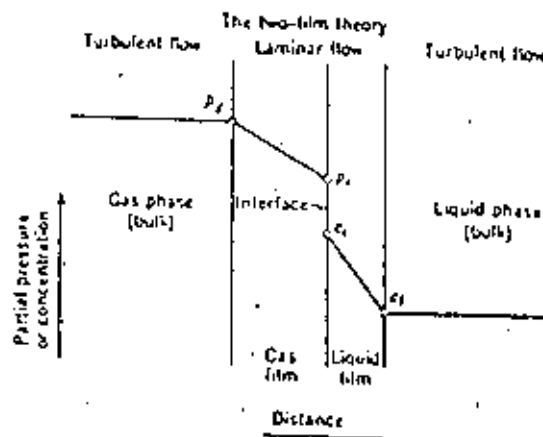
$$Y = \frac{x - x_0}{s_0 - s} \quad (2-32)$$

## 2.5. PROSES GAS TRANSFER

Di dalam sistem pengolahan biologis, oksigen disuplay untuk respirasi aerobik dan mixing harus tersedia cukup agar terjadi perpindahan massa dari gas ke liquid. Transfer dari suatu gas yang mengalami mixing ke dalam liquid melalui bidang kontak dapat digambarkan oleh teori dua film (Lewis dan Whitman, 1924)

Di dalam teori dua film tersebut terjadi proses transfer oksigen. Pada saat gas melarut dalam air prosesnya pada umumnya diperlakukan sebagai transfer massa atau perpindahan massa yang terjadi melalui 4 fase yaitu:

1. *Tahap pertama* : terjadi pelewatan dari gas melalui fase uap menuju interface atau batas gas liquid.
2. *Tahap kedua* : gas melewati suatu film gas pada bagian uap dari interface gas liquida.
3. *Tahap ketiga* : gas harus melalui film liquida pada bagian liquida dari interface.
4. *Tahap keempat* : akhirnya gas harus menyebar pada seluruh bulk dari liquida.



Gambar 2-13 : Mekanisme perpindahan gas

Adapun mixing diperlukan untuk meningkatkan turbulensi gas sehingga terjadi perpindahan massa dari gas ke liquid. Dalam peristiwa perpindahan massa dari gas ke liquid terdapat 3 kondisi umum yaitu:

1. Gas sangat larut dalam liquid seperti amonia dalam air. Dalam kondisi seperti ini yang mengontrol perpindahan massa adalah tahanan dari fase gas. Oleh karena itu transfer gas dapat ditingkatkan dengan menurunkan ketebalan gas dengan jalan

menjalankan/mengaduk untuk meningkatkan turbulensi dari fase gas.

2. Daya larut gas dalam liquid kecil seperti oksigen, nitrogen dan karbondioksida. Dalam kondisi ini tahanan yang mengontrol terletak pada fase liquid. Untuk meningkatkan transfer gas dengan jalan menaikkan turbulensi pada fase liquid.
3. Bagi gas dengan daya larut diantara kedua kondisi diatas, maka pengaruh kedua film tetap sama penting. Agar terjadi peningkatan transfer gas, maka turbulensi kedua fase harus dinaikkan.

Konsep Hukum Fick I pada proses perpindahan massa dari fase gas ke fase liquid diterjemahkan dalam bentuk persamaan:

$$dm/dt = K_1 A (C_s - C) \quad (2-33)$$

dimana :

$dm/dt$  = kecepatan transfer massa

$K_1$  = koefisien difusi liquid

$A$  = luas penampang lintang dimana difusi terjadi

$C_s$  = konsentrasi saturated gas dalam larutan

$C$  = konsentrasi gas dalam larutan

Jika  $dm/dt = V dc/dt$  dimana  $V$  adalah volume, maka :

$$dc/dt = K_1 A/V (C_s - C) \quad (2-34)$$

$K_1 (A/V)$  biasanya diidentifikasi dalam literatur sebagai  $K_{1a}$  yaitu over-all mass transfer coefficient ( $\text{waktu}^{-1}$ ), sehingga

dengan mengintegrasikan persamaan 2-34 dengan batas-batas integrasi  $C_0$  dan  $C$  serta  $0$  dan  $t$  bisa diperoleh persamaan :

$$\log \left[ \frac{C_s - C_0}{C_s - C} \right] = \frac{K_{1a}}{2.3} t \quad (2-35)$$

dimana :

$C_s$  = konsentrasi saturated oksigen (mg/l)

$C_0$  &  $C_t$  = konsentrasi oksigen pada saat  $t=0$  dan  $t=t$  (mg/l)

$K_{1a}$  = over-all gas transfer koefisien

## 2.6. KINETIKA PENGHILANGAN BOD

Kinetika penghilangan BOD pada prinsipnya didasarkan atas penguraian suatu bahan organik (kultur murni). Penguraian bahan organik air buangan oleh mikroorganisme sebenarnya mengalami berbagai tahapan reaksi.

Reaksi ini dapat berlangsung dengan cepat oleh karena adanya Enzim yang dihasilkan oleh mikroorganisme itu sendiri. Enzim pada dasarnya merupakan katalisator organik yang diproduksi sel-sel hidup. Enzim sebenarnya adalah protein ataupun protein yang bersenyawa dengan :

- molekul anorganik
- molekul organik yang mempunyai berat molekul rendah

Bila murni sebagai katalisator, enzim mempunyai kemampuan untuk mempercepat reaksi kimia tanpa ikut bereaksi. Secara umum ada 2 jenis enzim :

1. *Extra Cellular*, berfungsi merubah bentuk dan memasukkan substrat / nutrisi dari luar ke dalam sel.
2. *Intra Cellular*, berfungsi mensintesa ataupun perolehan energi dalam sel.

Aktivitas enzim sangat dipengaruhi oleh :

1. pH
2. Temperatur
3. Konsentrasi substrat

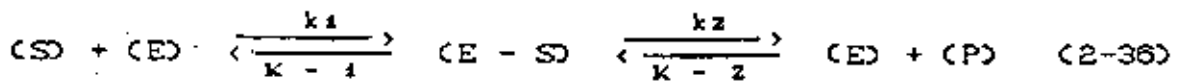
Setiap enzim mempunyai kemampuan optimal pada pH dan



temperatur tertentu. Temperatur dan pH yang tepat untuk *key enzymes* menunjukkan kondisi yang dibutuhkan oleh sel.

Enzim berkemampuan untuk merubah substrat menjadi *end produk*. Satu molekul enzim mampu merubah banyak molekul substrat per satuan waktu tertentu menjadi *end produk*. Ada berbagai enzim dalam sel mengingat setiap enzim dipakai untuk substrat tertentu.

Reaksi enzim tersebut dapat digambarkan sebagai berikut:



dimana:

$k$  = tetapan laju reaksi

$(E-S)$  = enzim substrat kompleks

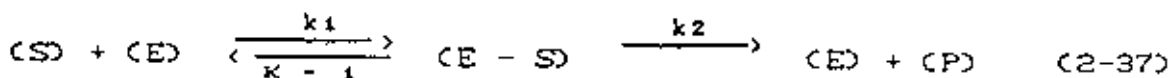
$(E)$  = enzim

$(S)$  = substrat

$(P)$  = produk

Pengukuran tetapan laju reaksi dilaksanakan dalam waktu yang singkat dengan asumsi bahwa pemecahan enzim - substrat kompleks tetap dan menghasilkan  $P = 0$ , dan ini menunjukkan kecepatan awal dari reaksi.

Persamaan 2-36 dapat ditulis kembali menjadi:



Apabila MLVSS dalam reaktor tertentu, digunakan untuk menghilangkan substrat, maka tetapan laju penguraian substrat ( $V$ ) adalah sebagai berikut:

$$V = - \left( \frac{1}{X_{v,a}} \right) \left( \frac{dS}{dt} \right) \quad (2-38)$$

Tanda minus diatas perlu apabila  $dS/dt < 0$ ,  $V > 0$

Kecepatan penguraian substrat ( $V$ ) sama dengan kecepatan pembentukan produk.

$$V = k_2 * (E - S) \quad (2-39)$$

Dari persamaan 2-37 diperoleh persamaan kecepatan pembentukan enzim substrat kompleks  $(E - S) = k_1 (E) (S)$  dan persamaan kecepatan penguraian enzim substrat kompleks  $(E - S) = k_{-1} (E - S)$ .

Secara keseluruhan perubahan konsentrasi enzim substrat kompleks dari persamaan 2-37 adalah :

$$\frac{d(E - S)}{dt} = k_1 (E) (S) - k_{-1} (E - S) - k_2 (E - S) \quad (2-40)$$

Total konsentrasi enzim ( $E_t$ ) dalam reaksi :

$$E_t = (E) + (E - S) \quad (2-41)$$

jadi :

$$(E) = E_t - (E - S) \quad (2-42)$$

sehingga persamaan 2-40 menjadi :

$$\frac{d(E - S)}{dt} = k_1 [(E_t) - (E - S)](S) + k_{-1}(E - S) - k_2(E - S) \quad (2-43)$$

Pada keadaan steady state dengan konsentrasi  $(E - S)$  dianggap tidak berubah,  $\frac{d(E - S)}{dt} = 0$ , maka persamaan 2-43 menjadi :

$$0 = k_1 [(E_t) - (E - S)](S) + k_{-1}(E - S) - k_2(E - S) \quad (2-44)$$

atau

$$(E - S) = \frac{(E_t)(S)}{(S) + (k_{-1} + k_2) / k_1} \quad (2-45)$$

$(k_{-1} + k_2) / k_1 = K_m$  (tetapan Michaelis - Menten), sehingga:

$$(E - S) = \frac{(E_t)(S)}{(S) + K_m} \quad (2-46)$$

Dari persamaan 2-46 dan persamaan 2-39 diperoleh hasil :

$$V = k_2 \frac{(E_t)(S)}{(S) + K_m} \quad (2-47)$$

Persamaan 2-47 tersebut dikenal sebagai persamaan "Michaelis - Menten".

Dari persamaan Michaelis - Menten tersebut diatas dapat ditarik dua kesimpulan :

1. Bila konsentrasi substrat tinggi, maka :

$(S) \gg K_m$  dan  $K_m$  dapat diabaikan terhadap  $(S)$

$$V = k_2 (E_t) = V_{max}$$

Hal ini menunjukkan bahwa pada konsentrasi substrat tinggi, penguraian substrat tidak tergantung pada konsentrasi, dan berlangsung pada kecepatan maximum ( $V_{max}$ ), dengan kata lain orde reaksinya adalah nol.

2. Bila konsentrasi substrat rendah, maka:

$$(S) \ll K_s, \quad V = V_{max} * (S) / K_s$$

dimana  $K = V_{max} / K_s$ , merupakan tetapan untuk buangan tertentu. Sehingga  $V_{max} * (S) / K_s = K (S)$ .

Persamaan ini pada konsentrasi substrat yang tidak terlalu tinggi, akan merupakan orde reaksi ke satu.

Keseimbangan materi dalam penguraian BOD pada reaktor dapat diterangkan sebagai berikut:

Kecepatan penguraian substrat ( $dS/dt$ ) / mg MLVSS

$$dS/dt = -KS \quad (2-48)$$

Tanda minus diperlukan apabila  $(dS/dt) < 0$ ;  $S > 0$

Hilangnya substrat dinyatakan per mg/l MLVSS dimana  $X_{v,a}$  adalah konsentrasi MLVSS dalam reaktor, maka :

$$(1 / X_{v,a}) (dS / dt) = -k * S \quad (2-49)$$

$$K = k * X_{v,a}$$

Persamaan 2-49 dapat ditulis kembali menjadi :

$$(dS / dt) = -k * S * X_{v,a} \quad (2-50)$$

dimana :

$k$  = tetapan laju penguraian substrat

$t$  = waktu retensi dalam reaktor

$X_{v,a}$  = konsentrasi MLVSS

$S$  = dapat dinyatakan sebagai BOD effluent

Untuk menerangkan perubahan substrat di dalam reaktor dapat dituliskan sebagai berikut :

Perubahan substrat dalam reaktor = (pertambahan flow influent) - (berkurangnya flow effluent) - (karena terjadinya proses penguraian).

Pada kondisi stady state, maka:

Perubahan substrat di dalam reaktor = nol

pertambahan flow influent =  $Q, S_o$

berkurangnya flow effluent =  $Q, S_e$

Sesuai persamaan 2-50, berkurangnya substrat oleh karena reaksi adalah  $k * X_{v,a} * S_e$  yang harus dinyatakan di dalam persatuan volume, dengan demikian jika dituliskan kembali :

berkurangnya substrat karena hasil reaksi =  $k * X_{v,a} * S_e * V$

jika disatukan diperoleh :

$$0 = Q S_o - Q S_e - k X_{v,a} S_e V \quad (2-51)$$

$$k * X_{v,a} * S_e * V = Q (S_o - S_e)$$

$$k * S_e = \frac{(S_o - S_e)}{X_{v,a} * t}$$

$V / Q = t$  = hari (waktu detensi di dalam reaktor)

$$k * S_e = \frac{(S_o - S_e)}{X_{v,a} * t} \quad (2-52)$$

Jika dibuat kurva  $(S_0 - S_e) / (X_{v,a} * t)$  terhadap  $S_e$ , maka diperoleh kurva yang sama dengan persamaan Michaelis-Menten dengan sudut kemiringan  $k$ , dimana nilai  $k$  ini memberikan gambaran mudah sukarnya buangan tersebut diolah, makin besar harga  $k$  makin mudah pelaksanaan pengolahan dilakukan.

berikut:

$$B = \rho_{bd} (d_p^3 - d_s^3) / (\rho_s d_s^3) \quad (2-13)$$

dimana :

B = ratio antara volatile solids dengan fixed solids

$\rho_{bd}$  = density dry biofilm (ratio antara massa biofilm (volatile solids) dengan volume wet biofilm), g/cm<sup>3</sup>

$\rho_s$  = density partikel, g/cm<sup>3</sup>

$d_p$  = diameter biopartikel, cm

$d_s$  = diameter partikel, cm

Persamaan baru telah dikembangkan oleh Hermanowicz dan Cheng (1988) yaitu hubungan antara density dry biofilm ( $\rho_{bd}$ ) dan ketebalan biofilm ( $\delta$ ) sebagai berikut:

$$\text{-- untuk } \delta < 0,018 \text{ cm} \quad \rho_{bd} = 0,12 (\delta/0,018)^{3,7} \quad (2-14)$$

$$\text{-- untuk } \delta > 0,018 \text{ cm} \quad \rho_{bd} = 0,12 (\delta/0,018)^{-1,8} \quad (2-15)$$

Sedangkan grafik hubungan antara keduanya digambarkan pada gambar 2-7. Dengan diketahuinya nilai  $\rho_{bd}$  ini dapat diketahui karakteristik aktifitas biofilm. Selain itu juga bisa dihitung harga  $\rho_{bv}$  yaitu berat kandungan air yang terdapat dalam biofilm (ratio antara massa wet biofilm dengan volume wet biofilm) dan diformulasikan sebagai berikut:

$$\rho_{bv} = \rho_w + (\rho_{bdd} - \rho_w) \rho_{bd}/\rho_{bdd} \quad (2-16)$$

dimana :

$\rho_{bv}$  = density wet biofilm, g/cm<sup>3</sup>

$\rho_w$  = density liquid, g/cm<sup>3</sup>

### BAB III

#### METODOLOGI PENELITIAN

---

##### 3.1. UMUM

Penelitian ini dilakukan dalam skala laboratorium dengan sampel buatan sebagai media uji. Sampel buatan berupa air buangan sintesis terbuat dari larutan air kran ditambahkan dengan glukosa dan garam-garam mineral  $\text{CO(NH}_2)_2$ ;  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ; dan garam-garam mineral lain sebagai trace element dan bersifat buffer pH.

Sedangkan media tempat menempelnya biofilm digunakan pasir silika dengan ukuran 0,1-0,3 mm. Untuk ukuran partikel kecil antara 0,1-0,3 mm mempunyai sifat kecenderungan mudah melayang-layang dan sukar mengendap. Partikel-partikel yang lebih besar sukar melayang-layang dan diperlukan kecepatan upflow yang cukup tinggi walaupun hanya untuk membuat partikel itu bergerak saja.

Di dalam reaktor media pasir terexpansi skala pilot ini diperlukan debit yang cukup besar untuk membuat partikel bergerak sehingga kebutuhan air terlalu besar. Untuk mengurangi kebutuhan air yang terlalu besar dilakukan resirkulasi, selain itu resirkulasi bisa sebagai air



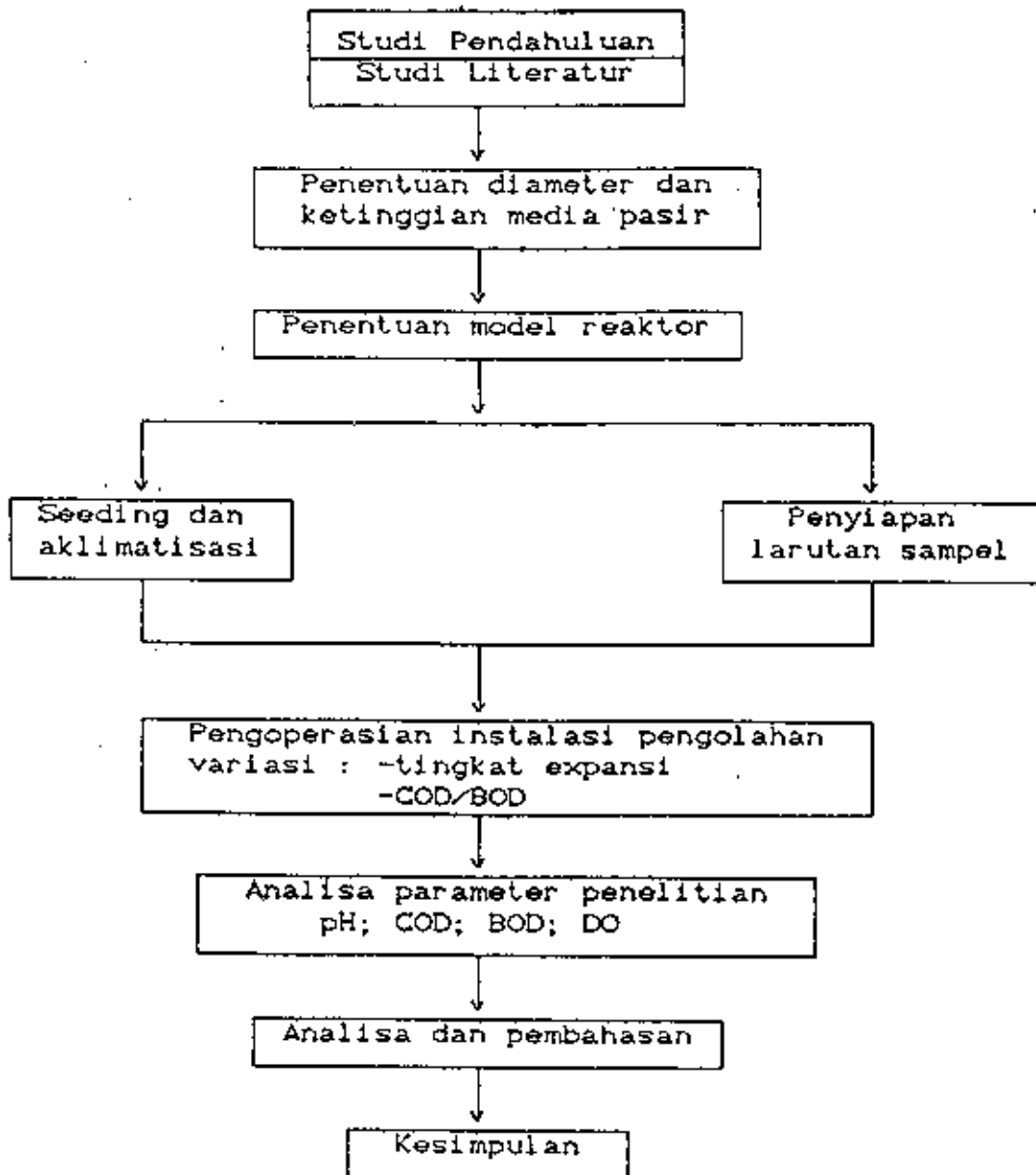
pengencer dan digunakan untuk menjaga kekonstanan debit untuk ekspansi sewaktu-waktu keberadaan air tidak mencukupi.

Adapun permasalahan yang akan dibahas dalam bab metodologi penelitian ini adalah:

1. Kerangka penelitian, yang membahas mengenai dasar-dasar pemikiran untuk mencapai tujuan penelitian.
2. Model pengolahan air buangan yang dipergunakan
3. Seeding dan aklimatisasi, untuk memperoleh sejumlah mikroorganisme berupa biofilm.
4. Pengoperasian model instalasi pengolahan
5. Penyiapan larutan sampel
6. Parameter yang dianalisa
7. Sampling

### 3.2. KERANGKA PENELITIAN

Untuk mengetahui dasar pemikiran pada penelitian yang akan dilakukan, dibuat suatu kerangka penelitian yang dapat dilihat pada gambar 3.1 berikut di bawah ini:



Gambar 3.1 : Kerangka Penelitian

### 3.3. MODEL PENGOLAHAN

Model pengolahan menggunakan kolom pipa berdiameter 10 cm dan tinggi kolom 150 cm. Kolom pipa dipasang vertikal, bagian bawah dilengkapi dengan sebuah plat berlubang dan kain kasa berdiameter sekitar 0,1 mm, yang fungsinya sebagai distributor dan penyangga partikel bagian atas. Kolom pipa diisi dengan partikel pasir dengan ukuran diameter 0,1-0,3 mm dan ketinggian pasir dalam keadaan fixed 27 cm.

Air limbah buatan dari bak A dipompa ke bak B melalui diameter pipa 3/4 inci sampai media pasir dalam bak B mengalami ekspansi secara terus-menerus (mengalami perbesaran voidage secara terus-menerus).

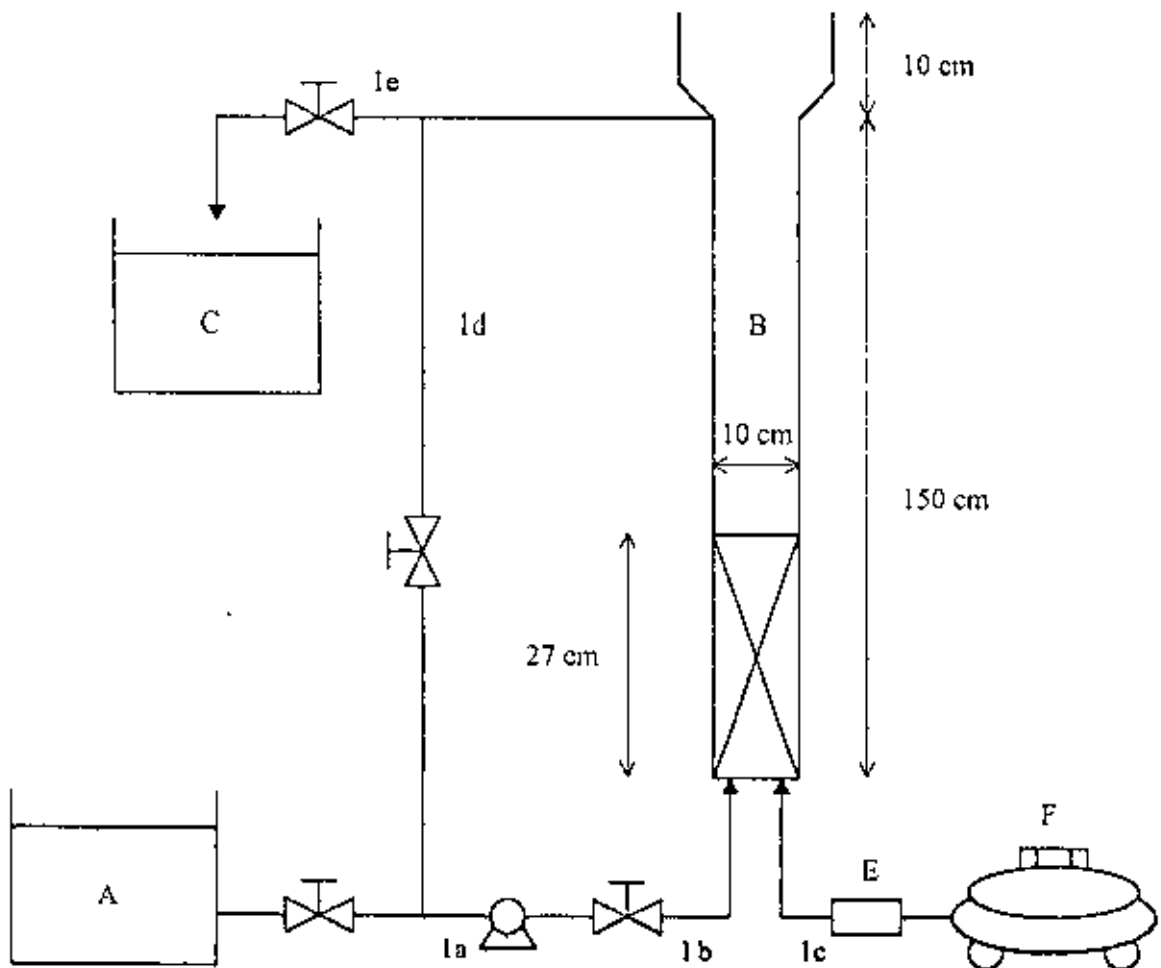
Secara bersamaan udara dialirkan dari kompresor (F), melewati rotameter (E) untuk mengukur debit dan mengatur debit udara masuk. Kalibrasi rotameter dapat dilihat pada lampiran.

Udara dan air dialirkan searah (co current) dari bagian bawah reaktor kemudian melewati distributor aliran yang berfungsi untuk meratakan aliran air dan udara melewati media pasir sehingga media pasir mengalami ekspansi.

Efluent air limbah yang diolah kemudian keluar dari bak B, 2/3 Q diresirkulasi untuk dipompa masuk lagi dalam bak B yang bercampur dengan limbah baru dari bak A, dan

$\frac{1}{3} Q$  ditampung dalam bak C untuk diambil samplangnya dan dilakukan analisa.

Model instalasi skala lab ini dapat dilihat pada gambar 3.2.



Gambar 3.2 : Model instalasi pengolahan skala laboratorium

Keterangan gambar 3.2 :

- A : Bak air limbah buatan baru
- B : Reaktor expanded bed
- C : Bak penampung effluent dari B
- D : Pompa
- E : Rotameter
- F : Kompresor
- 1a : Pipa suction
- 1b : Pipa discharge
- 1c : Saluran udara
- 1d : Pipa resirkulasi
- 1e : Pipa effluent

### 3.4. SEEDING (PEMBENIHAN DAN AKLIMATISASI)

#### 3.4.1. Seeding (pembenihan)

Pembenihan dilakukan untuk membenihkan (memperoleh) suatu populasi mikroorganisme agar dapat membentuk suatu lapisan biofilm yang menempel pada media pasir sehingga mampu mengoksidasi kandungan zat organik di dalam air limbah.

Proses ini merupakan proses pembibitan dimana mikroorganisme diusahakan tumbuh baik, oleh karenanya jenis

mikroorganisme, makanan mikroorganisme, dan lingkungan mikroorganisme harus diperhatikan dalam proses ini. Sehingga dalam proses seeding media pasir harus dalam keadaan terexpansi terus-menerus pada kecepatan ekspansi/fluidisasi minimum. Kecepatan fluidisasi minimum diperlukan untuk menghindari gesekan yang terlalu besar antara media pasir dengan liquid. Pada proses seeding mikroorganisme memerlukan nutrisi organik dan anorganik yang optimum, dimana pada proses seeding ini ratio BOD:N:P adalah 100:5:1 (kondisi aerobik).

Bibit mikroorganisme pada mulanya didapat dengan memasukkan air dan beberapa lumpur dari kali wisma permai ke dalam reaktor terexpansi dan dilakukan dalam keadaan packed bed dan diaerasi secara terus-menerus. Untuk mengetahui sudah adanya slime (biofilm yang menempel pada pasir) dalam keadaan terexpansi, dengan cara mengambil setengah sendok makan pasir dari dalam reaktor dan dimasukkan ke dalam gelas air kran. Lalu dibandingkan dengan pasir tanpa biofilm yang dimasukkan dalam gelas air, jika terjadi perbedaan dalam hal berat jenis di dalam air kran yaitu pasir yang ada biofilm lebih cenderung melayang-layang menandakan sudah terdapat biofilm.

### 3.4.2. Aklimatisasi

Tujuan dari proses ini adalah untuk mendapatkan suatu kultur yang mantap dari mikroorganisme dan mampu beradaptasi dengan air buangan yang akan diolah. Proses ini dimulai dengan proses seeding yang terdahulu yang berisi bermacam-macam mikroorganisme dengan dibubuhi sejumlah kecil buangan yang diolah. Proses diteruskan secara kontinyu dengan konsentrasi BOD mula-mula 100 mg/l dan diteruskan dengan meningkatkan secara perlahan-lahan jumlah air buangan yang akan diolah sampai suatu kultur mikroorganisme dapat beradaptasi dengan air buangan pada BOD 500 mg/l.

Selama proses ini berlangsung, pengamatan terhadap reaktor terus dilakukan terhadap pH, suhu, permanganat value. Saat nilai permanganat relatif konstan, maka sampling dapat dimulai dilakukan untuk mendapatkan data-data yang dibutuhkan.

### 3.5. PENGOPERASIAN MODEL INSTALASI PENGOLAHAN

Proses pengoperasian reaktor media pasir terexpansi ini, digunakan setelah reaktor dalam kondisi steady, yaitu sesudah tahap seeding dan aklimatisasi telah selesai.

Pada saat seeding, aklimatisasi, dan pengoperasian,

instalasi skala laboratorium ini dioperasikan pada kondisi :

1. pH berkisar 6,5-7,5
2. Temperatur = temperatur kamar
3. Oksigen terlarut (DO) effluent > 2 mg/l

Tabel 3.1 : Kondisi operasional reaktor

Kebutuhan air (l/hari)	Terjadi ekspansi	Zat organik (mg BOD /l)
160	30%	500
		1000
		1500
		2000
		2500
		3000
180	40%	500
		1000
		1500
		2000
		2500
		3000
200	40%	500
		1000
		1500
		2000
		2500
		3000

Selama reaktor dioperasikan dilakukan pengamatan terhadap beberapa parameter yaitu:

o pH

nilai pH di dalam air limbah buatan adalah 6,5-7,5.

Jika nilai pH kurang sesuai ditambahkan NaOH.

Pemeriksaan pH ini dilakukan dengan pH meter.



□ Oksigen Terlarut (DO)

Pengontrolan oksigen terlarut ini dilakukan dengan menggunakan botol winkler. Debit udara yang dialirkan ke dalam reaktor untuk memenuhi kebutuhan udara mikroorganisme adalah sekitar 1,5 l/menit.

□ Debit

Pengontrolan debit dilakukan untuk menjaga waktu detensi agar tetap konstan. Dilakukan dengan stop watch dan gelas ukur.

□ Temperatur

Temperatur reaktor pada percobaan laboratorium berkisar temperatur kamar. Pengukuran temperatur dilakukan dengan menggunakan termometer.

### 3.6. PENYIAPAN LARUTAN SAMPEL

Air limbah yang dipakai adalah air limbah sintetis (buatan) dengan perbandingan BOD:N:P adalah 100:5:1. Sebagai sumber organik karbon digunakan glukosa, nitrogen dari  $(\text{CO}(\text{NH}_2)_2)$  dan phosphor dari  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ . Sedangkan nutrisi yang digunakan adalah  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{FeCl}_3$  dan buffer phosphat yang tujuannya untuk menunjang pertumbuhan mikroorganisme. Komposisi air limbah yang diolah dapat dilihat pada tabel 3.2.

mengetahui angka pengenceran terhadap pemeriksaan BOD. Pemeriksaan PV dilakukan dengan menggunakan larutan  $\text{KMnO}_4$ .

### ■ Analisa COD (Chemical Oxygen Demand)

Pemeriksaan COD merupakan suatu cara untuk menentukan kadar zat organik dalam air buangan secara kimiawi. Pemeriksaan COD didasarkan pada jumlah oksigen yang dibutuhkan untuk mengoksidasi zat organik yang ada dengan menggunakan zat pengoksidasi. Pemeriksaan COD dilakukan dengan menggunakan larutan  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ .

### 3.8. METODA SAMPLING

Sampling dilakukan pada kondisi operasional yang direncanakan bila sistem dalam reaktor berada pada kondisi steady state. Keadaan steady state ini tercapai bila kemampuan pengolahan dari sistem telah mempunyai nilai yang konstan. Keadaan tersebut diketahui berdasarkan pemeriksaan PV (permanganat value) pada efluent yang dihasilkan relatif tetap atau memiliki fluktuasi kurang dari 10 %.

Tabel 3.2 : Komposisi air limbah yang diolah

BOD (mg/l)	Glukosa (mg/l)	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ (mg/l)	$\text{KH}_2\text{PO}_4$ (mg/l)
500	625	107,143	21,936
1000	1250	214,286	43,871
1500	1875	321,429	65,807
2000	2500	428,572	87,742
2500	3125	535,715	109,678
3000	3750	642,858	131,613

### 3.7. PARAMETER YANG DIANALISA

#### ■ BOD (Biological Oxygen Demand)

Pemeriksaan BOD merupakan salah satu cara untuk menentukan kandungan zat organik dalam air buangan secara biologis. Pemeriksaan BOD didasarkan atas reaksi oksidasi zat organik dengan oksigen di dalam air, dimana proses tersebut berlangsung dengan adanya bakteri aerobik. Pemeriksaan BOD dilakukan dengan cara analisa oksigen terlarut menggunakan Metoda Winkler.

#### ■ Pemeriksaan Permanganat Value (PV)

Pemeriksaan terhadap PV dilakukan untuk mengetahui keadaan steady state pada kondisi percobaan yang dilakukan sebelum dilakukan sampling, juga untuk

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

### BAB IV

#### HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

---

##### 4.1. UMUM

Pada bab ini disajikan hasil penelitian dan analisa terhadap data penelitian yang telah dilaksanakan yang menyangkut:

- Pengaruh tinggi ekspansi, waktu detensi, beban volumetrik antara media partikel dengan media biopartikel
- Pengaruh penurunan zat organik limbah terhadap media biopartikel terexpansi
- Pengaruh penurunan oksigen terlarut (DO) terhadap media biopartikel terexpansi.

Data hasil penelitian disajikan dalam bentuk tabel dan grafik.

Kemudian dilakukan pembahasan terhadap pengaruh penurunan zat organik limbah terhadap besar kecilnya biofilm yang menempel pada pasir terexpansi (biopartikel). Semakin besar biofilm yang menempel, semakin kecil kecepatan upflow yang diperlukan untuk mengexpansi media. Hal ini berarti berat jenis biopartikel lebih kecil dari pada berat jenis partikel itu sendiri (pasirnya).

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Jika kondisi berat jenis biopartikel yang kecil dicapai, berarti waktu kontak limbah dengan biopartikel menjadi lama, sehingga akan mampu menurunkan zat-zat organik limbah dan mengoksidasi oksigen terlarut dalam fluida (limbah).

### 4.2. PENGARUH TINGGI EXPANSI, WAKTU DETENSI, DAN BEBAN VOLUMETRIK ANTARA PARTIKEL DENGAN BIOPARTIKEL

Yang dimaksud dengan media terexpansi adalah berubahnya voidage antar media partikel, yaitu menjadi lebih besar dari keadaan fixed. Dengan bertambahnya kecepatan upflow fluida, pada suatu saat bed tiba-tiba terbuka, yaitu harga voidage (porositas) bertambah besar. Dengan bertambah besarnya harga voidage, akan menyebabkan partikel-partikel bergerak melayang-layang di dalam fluida.

Jika kecepatan upflow dilewatkan didalam media berangsur-angsur dinaikkan, penurunan tekanan akan meningkat, tetapi partikel-partikel itu masih tetap tidak bergerak dan tinggi mediaupun tidak berubah. Pada kecepatan tertentu, penurunan tekanan yang melintas media itu akan mengimbangi gaya grafitasi yang dialaminya, dengan kata lain mengimbangi bobot media, dan jika kecepatan masih dinaikkan lagi, partikel itu akan mulai bergerak atau melayang-layang.

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Menurut Kunii (1969), yang mempengaruhi kecepatan upflow dalam media terexpansi selain densitas (berat jenis), ukuran partikel, viskositas fluida, juga dipengaruhi oleh porositas dan sphericity. Awal fluidisasi / ekspansi terjadi pada kecepatan minimum atau disebut "fluidisasi minimum". Fluidisasi minimum terjadi jika kecepatan minimum yaitu porositas minimum, dan porositas minimum terjadi apabila porositas media terexpansi ( $\epsilon_e$ ) sedikit lebih besar dari pada porositas media dalam keadaan diam ( $\epsilon$ ). Hubungan antara porositas dengan sphericity partikel ( $\psi$ ) pasir pada keadaan fluidisasi minimum pada berbagai diameter partikel terdapat pada tabel 4.1.

Tabel 4.1. Porositas Partikel Pasir Pada Keadaan Fluidisasi Minimum

Partikel	Ukuran (mm)					
	0,05	0,07	0,10	0,20	0,30	0,40
Sharp sand, $\psi = 0,67$	0,60	0,59	0,58	0,54	0,50	0,49
Round sand, $\psi = 0,86$	0,56	0,52	0,48	0,44	0,42	-

SUMBER: KUNII DAIZO DAN OCTAVE LEVERSIER, FLUIDIZATION ENGINEERING (1969)

Hasil penelitian terlihat bahwa beban volumetrik yang dihasilkan untuk media pasir yang sudah ada biofilm (biopartikel) lebih kecil dari pada media pasir yang belum ada biofilm (partikel). Sehingga kecepatan upflow yang

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

diperlukan oleh biopartikel lebih kecil pula pada ketinggian ekspansi yang sama. Hal ini menunjukkan bahwa berat jenis biopartikel lebih kecil dari pada berat jenis partikel, semakin banyak/tebal biofilm yang terbentuk yang mengelilingi media pasir, berarti semakin kecil pula nilai berat jenis. Jika nilai berat jenis media lebih kecil atau sama dengan nilai berat jenis fluida yang mengalir, akan menyebabkan media mempunyai kecenderungan untuk melayang-layang di dalam fluida.

Tetapi dalam penelitian ini diperoleh hasil bahwa nilai berat jenis biopartikel masih sangat lebih besar dari pada fluidanya, karena kecepatan aliran upflow untuk mengexpand media biopartikel masih besar sekali yaitu masih mendekati kecepatan aliran upflow media partikel (tanpa biofilm). Apabila kecepatan aliran upflow besar menandakan bahwa gesekan antara fluida dengan media besar sehingga menyebabkan erosi pada media atau sloughing pada biopartikel. Jika kondisi ini terjadi secara terus-menerus nilai berat jenis biopartikel tidak mudah berubah menjadi lebih kecil yaitu kecenderungan berat jenis biopartikel menjadi besar terus, sehingga biopartikel tidak mudah untuk melayang-layang menyebabkan kecepatan upflow menjadi lebih besar. Jika kecepatan upflow yang ada besar menyebabkan rate volumetrik yang timbul menjadi besar pula, dan adanya

rate volumetrik yang besar menyebabkan beban volumetrik yang timbul menjadi lebih besar pula.

Hubungan antara media partikel dengan media biopartikel dan pengaruhnya besarnya beban volumetrik ditunjukkan pada tabel 4.2 .

Tabel 4.2 : Perbedaan ekspansi media pada partikel dengan biopartikel pada berbagai harga beban volumetrik

Media	Beban volumetrik (kg COD /m <sup>3</sup> hari)	Ekspansi media ( % )	Waktu detensi (menit)
P A R T I K E L	10,4522	20	7,10
	22,3717	20	7,10
	34,2911	20	7,10
	46,2106	20	7,10
	58,2475	20	7,10
	70,0495	20	7,10
P A R T I K E L	20,0008	40	3,75
	42,8091	40	3,75
	65,6175	40	3,75
	88,4259	40	3,75
	105,7184	40	3,75
	134,0427	40	3,75
B I O P A R T I K E L	9,8332	30	8,30
	21,0468	30	8,30
	32,2603	30	8,30
	43,4739	30	8,30
	51,9756	30	8,30
	65,9010	30	8,30



# HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

B I O P A R T I K E L	11,0624	40	7,90
	23,6776	40	7,90
	36,2929	40	7,90
	48,9081	40	7,90
	58,4725	40	7,90
	74,1386	40	7,90
B I O P A R T I K E L	12,2915	40	7,10
	26,3085	40	7,10
	40,3254	40	7,10
	54,3424	40	7,10
	64,9695	40	7,10
	82,3763	40	7,10

Pada tabel 4.2 terlihat bahwa pada *media partikel* (belum ada *biofilm*) diperlukan kecepatan upflow yang besar yaitu ditandai oleh besarnya beban volumetrik yang terjadi. Pada *media partikel*, untuk mengexpansi media sebesar 20% diperlukan beban volumetrik antara 10,4522 sampai 70,0495 kg COD / m<sup>3</sup> hari sedangkan untuk mengexpansi 40% diperlukan beban volumetrik antara 20,0008 sampai 134,0427 kg COD /m<sup>3</sup>hari.

Berbeda dengan *media biopartikel*, untuk mengexpansi pasir sekitar 30% yaitu dengan ketinggian akhir media pasir 35 cm, hanya diperlukan beban volumetrik antara 9,8332 sampai 65,9010 kg COD /m<sup>3</sup>hari. Sedangkan untuk mengexpansi

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

40% pada media biopartikel, untuk waktu detensi 7,9 menit diperlukan beban volumetrik antara 11,0624 sampai 74,1386 kg COD /m<sup>3</sup>hari dan untuk waktu detensi 7,1 menit diperlukan beban volumetrik antara 12,2915 sampai 82,3763 kg COD /m<sup>3</sup>hari. Adanya kejanggalan yaitu pada ekspansi 40% ini mempunyai dua waktu detensi, sehingga beban volumetrik yang dihasilkannya pun mempunyai hasil yang berbeda-beda walaupun sama-sama mampu terexpansi 40%, hal ini disebabkan karena pada saat rate volumetrik dibuat konstan yaitu dengan waktu detensi 7,9 menit secara terus menerus tiba-tiba terjadi penurunan tinggi ekspansi, dan pada saat ekspansi dipaksa sampai 40% ternyata dibutuhkan rate volumetrik yang lebih besar lagi dengan waktu detensi yang lebih kecil yaitu sekitar 7,1 menit, hal ini disebabkan sludge yang mengalami sloughing dari biopartikel menumpuk semakin besar diatas ketinggian media, yaitu sludge tidak mau keluar dari reaktor sehingga mempengaruhi tekanan pada media sehingga menyebabkan rate volumetrik yang ditimbulkan menjadi lebih besar dan waktu detensi menjadi lebih kecil.

Dari tabel 4.2 juga terlihat pula hubungan antara besarnya beban volumetrik dengan waktu detensi yaitu waktu kontak limbah didalam reaktor. Didalam tabel 4.2 terlihat bahwa semakin besar waktu detensi semakin kecil beban volumetrik yang diperlukan. Pada media partikel, untuk waktu

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

detensi 7,1 menit mempunyai beban volumetrik yang lebih kecil dari pada beban volumetrik pada waktu detensi 3,75 menit. Sedangkan pada media biopartikel, beban volumetrik terkecil pada waktu detensi 8,3 menit (waktu detensi terbesar) dan beban volumetrik terbesar pada waktu detensi 7,1 menit (waktu detensi terkecil).

Adapun hubungan antara media partikel dengan media biopartikel dan pengaruhnya terhadap beban volumetrik, waktu detensi dan besarnya ekspansi media yang terdapat pada tabel 4.2 adalah untuk mendapatkan waktu detensi yang lebih lama di dalam reaktor diperlukan tinggi ekspansi yang lebih besar dan agar terjadi waktu detensi yang lebih besar di dalam reaktor diperlukan beban volumetrik yang lebih kecil. Jika terjadi kondisi sebaliknya misalnya untuk mendapatkan ekspansi yang besar tetapi waktu detensinya kecil (lebih cepat) akan didapatkan beban volumetrik yang lebih besar. Pada media partikel, untuk mendapatkan ekspansi 20% dan waktu detensi 7,1 menit diperlukan beban volumetrik minimal  $10,4522 \text{ kg COD} / \text{m}^3 \text{ hari}$  sedangkan untuk mendapatkan ekspansi 40% dan waktu detensi 3,75 menit diperlukan beban volumetrik minimal  $20,0008 \text{ kg COD} / \text{m}^3 \text{ hari}$ . Pada tinggi ekspansi media yang sama pada media partikel dihasilkan waktu detensi yang jauh lebih kecil (3,75 menit) dari pada media biopartikelnya (7,9 menit) sehingga dihasilkan beban volumetrik pada media

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

partikel jauh lebih besar (minimal 20.0008 kg COD / m<sup>3</sup>hari) dari pada media biopartikelnya (minimal 11.0624 kg COD / m<sup>3</sup>hari), hal ini menunjukkan bahwa pada media biopartikel diperlukan kecepatan upflow yang lebih kecil dari pada partikelnya karena disebabkan pada media biopartikel mempunyai berat jenis yang lebih kecil dari pada media partikelnya.

Menurut pendapat Y. Richard (1978), untuk mendapatkan kecepatan upflow yang lebih kecil diperlukan jumlah biofilm yang lebih tebal yang membungkus masing-masing media partikel sehingga didapatkan berat jenis biopartikel (partikel yang terbungkus lapisan biofilm) menjadi lebih kecil dari partikelnya, hasil percobaan Y. Richard dapat dilihat di gambar 2-6 halaman II-13. Jika kondisi ini mudah dikondisikan, dengan kecepatan upflow yang kecil media biopartikel akan mudah terexpansi sehingga diperoleh waktu detensi yang lebih lama. Menurut La Padula dan Sanderson (1977), pada reaktor expanded bed dibutuhkan waktu detensi sekitar 15 sampai 30 menit untuk mampu meremoval zat-zat organik sekitar 95%. Hasil penelitian menunjukkan bahwa waktu detensi yang diperoleh hanya sekitar 7,1 sampai 8,3 menit, hal ini menunjukkan pembentukan tebal biofilm belum optimum karena kecepatan upflow yang diperlukan masih besar yaitu masih mendekati kecepatan upflow partikel (belum ada

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

biofilm) dimana berat jenis biopartikel yang terbentuk masih besar sehingga biopartikel sulit untuk melayang-layang didalam fluida.

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

### 4.3. PENGARUH PENURUNAN ZAT ORGANIK LIMBAH TERHADAP MEDIA BIOPARTIKEL TEREXPANSI

Air limbah yang mengandung zat organik dengan kandungan BOD atau COD tinggi, kecepatan reaksi biokimia bergantung pada konsentrasi zat organik yang ada sebagai akibat bahwa disana ada kecepatan dari pertumbuhan sel. Sistem pertumbuhannya adalah air limbah dikontakkan dengan media yang mengalami transformasi akibat ekspansi media, sehingga permukaan media diselubungi lapisan film yang berlendir tempat dimana mikroorganisme tumbuh di permukaan media.

Ketebalan biofilm selalu bertambah karena zat-zat organik yang terdapat pada air limbah dimakan oleh mikroba yang menempel pada media sehingga jumlah mikroorganisme akan semakin bertambah. Jadi dengan meningkatnya substrat yang masuk ke dalam reaktor akan menambah ketebalan biofilm. Ketebalan lapisan biofilm dipengaruhi oleh :

- Flow rate air limbah
- Koefisien difusi molekul substrat dalam biofilm
- Kekuatan air limbah
- Kecepatan penggunaan substrat oleh mikroorganisme

Ketebalan biofilm ditandai oleh kecilnya berat jenis biopartikel. Semakin kecil berat jenis biopartikel berarti waktu kontak limbah dengan media semakin lama sehingga

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

kecepatan upflow yang diperlukan semakin kecil, hal ini ditandai oleh besarnya beban volumetrik yang semakin kecil.

Hasil percobaan laboratorium untuk penurunan zat organik akibat media pasir yang terbungkus lapisan biofilm atau disebut "*Biopartikel*", terdapat pada tabel 4.3.

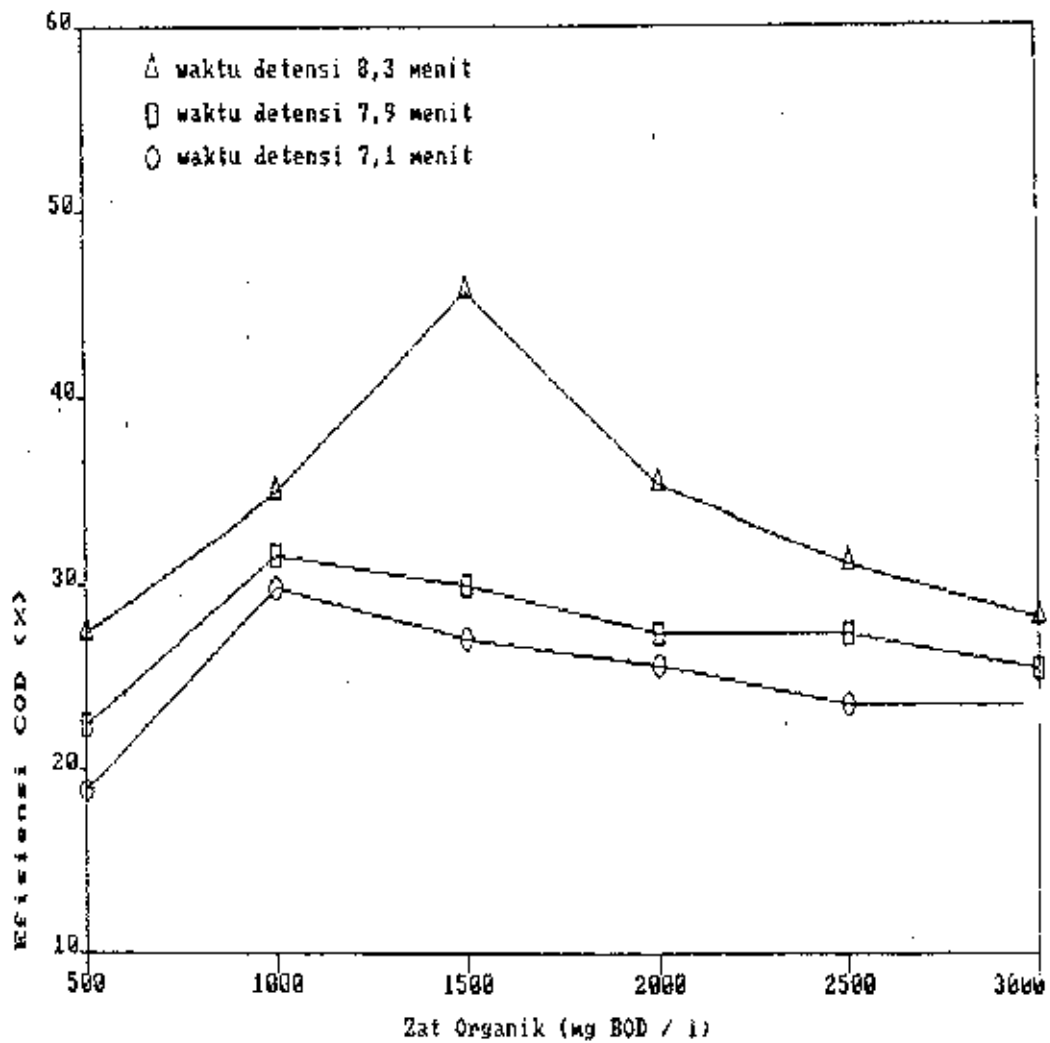
# HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Tabel 4.3 : Hasil percobaan laboratorium untuk pengaruh ekspansi pada penurunan zat organik

ekspansi media ( % )	Beban Volumetrik (kg COD / m <sup>3</sup> hari)	BOD substrat (mg/l)	COD inf (mg/l)	COD eff (mg/l)	Efisiensi perpindahan COD (%)	DO eff (mg/l)
30	9,8332	500	725,20	515,21	29,35	2,76
	21,0468	1000	1552,20	1011,44	34,84	2,35
	32,2603	1500	2379,20	1291,90	45,70	1,85
	43,4739	2000	3206,20	2075,69	35,26	3,11
	51,9756	2500	3833,20	2636,47	31,22	3,99
	65,9010	3000	4860,20	3488,17	28,23	4,09
40	11,0624	500	725,20	555,22	23,84	3,71
	23,6776	1000	1552,20	1060,77	31,66	3,25
	36,2929	1500	2379,20	1667,11	29,93	3,93
	48,9081	2000	3206,20	2328,98	27,36	3,98
	58,4725	2500	3833,20	2786,74	27,30	4,45
	74,1386	3000	4860,20	3622,79	25,46	4,25
40	12,2915	500	725,20	591,53	18,88	5,35
	26,3085	1000	1552,20	1083,51	30,20	5,00
	40,3254	1500	2379,20	1557,17	28,04	5,44
	54,3424	2000	3206,20	2354,95	26,55	5,60
	64,9695	2500	3833,20	2890,23	24,60	5,87
	82,3763	3000	4860,20	3703,47	23,80	5,90



## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN



Grafik 4.1 : Hubungan antara konsentrasi zat organik dengan kemampuan efisiensi penurunan COD limbah

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Data hasil penelitian menunjukkan bahwa waktu detensi paling besar terdapat pada beban volumetrik antara 9,8332-65,9010 kg COD / m<sup>3</sup>hari dan mempunyai tingkat penurunan COD limbah paling besar bila dibanding dengan tingkat penurunan COD limbah untuk beban volumetrik antara 11,0624-74,1386 kg COD / m<sup>3</sup>hari atau 12,2915-82,3763 kg COD / m<sup>3</sup>hari. Hal ini ditunjukkan pada tabel 4.3 dan grafik 4.1.

Dari grafik 4.1 terlihat bahwa pada waktu detensi limbah dalam reaktor menyebabkan angka penurunan COD limbah dalam reaktor menjadi lebih besar, karena dengan adanya waktu detensi yang lama akan memperpanjang waktu kontak antara biomass dengan substrat sehingga menyebabkan difusi molekul substrat dalam biofilm lebih baik, dalam penelitian hal ini diperoleh pada kondisi dengan waktu detensi 8,3 menit mempunyai angka penurunan COD limbah terbesar yaitu 45,70%. Sedangkan untuk waktu detensi paling cepat yaitu sebesar 7,1 menit mempunyai angka penurunan COD limbah terbesar hanya sampai 30,20% saja. Dengan adanya kemampuan difusi yang baik antara molekul substrat dengan biofilm, menyebabkan tingkat penurunan COD limbah menjadi lebih tinggi.

Yang sangat berpengaruh dalam proses difusi, selain adanya waktu kontak limbah yang mencukupi juga adanya keseimbangan antara jumlah makanan (substrat) di dalam air

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

limbah dengan jumlah biomassa di dalam lapisan biofilm. Berdasarkan teori, ketidak adanya keseimbangan antara makanan (F) dengan mikroorganisme (M) dalam reaktor biologis dimanfaatkan sebagai simbol besar kecilnya tingkat penurunan zat organik dalam reaktor. Jika F/M kecil berarti adanya *fase endogenous* dimana terjadi kompetisi untuk mendapatkan jumlah makanan yang sedikit menyebabkan lebih cepat terbentuknya sejumlah mikroorganisme sehingga terjadi oksidasi BOD yang optimal. Berbeda dengan F/M ratio yang tinggi, mikroorganisme berada dalam *log growth phase* yaitu jumlah makanan banyak dan metabolisme dalam keadaan maximum. Hal ini bisa menyebabkan kemungkinan adanya kejenuhan pertumbuhan mikroorganisme akibat adanya F/M ratio yang meningkat, sehingga oksidasi BOD menjadi minimal.

Teori ini dibuktikan dalam hasil penelitian seperti terlihat pada grafik 4.1, yaitu F/M ratio rendah dicapai antara BOD 500-1500 mg/l dan F/M ratio tinggi dicapai pada BOD antara 2000-3000 mg/l dengan waktu detensi 8,3 menit. Sedang untuk waktu detensi antara 7,1 menit dengan 7,9 menit mempunyai tingkat efisiensi yang lebih rendah dan konsentrasi limbah yang lebih rendah pula, disebabkan jumlah mikroorganisme yang terbentuk dalam biopartikel lebih kecil dari pada untuk waktu detensi 8,3 menit. Sehingga perbandingan F/M ratio rendah hanya dicapai pada konsentrasi

## GASOL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

BOD antara 500-1000 mg/l saja (tidak sampai mencapai BOD 1500 mg/l), sedang perbandingan F/M ratio tinggi dicapai pada BOD antara 1500-3000 mg/l.

Lebih kecilnya tingkat penurunan zat organik limbah pada waktu detensi 7,1 menit dan 7,9 menit karena keterbatasan jumlah mikroorganisme yang terbentuk. Keterbatasan (kecilnya) mikroorganisme yang terbentuk pada media biopartikel dengan waktu detensi 7,1 menit dan 7,9 menit disebabkan karena besarnya gesekan antara liquid (fluida) dengan biopartikel sehingga terjadi erosi atau sloughing, yang disebabkan oleh besarnya debit limbah (hydraulic loading).

### 4.4. PENGARUH PENURUNAN OKSIGEN TERLARUT TERHADAP MEDIA BIOPARTIKEL TEREXPANSI

Kecepatan reaksi biokimia tidak lagi bergantung pada konsentrasi zat organik yang ada sebagai akibat adanya kecepatan maximal dari pertumbuhan sel tetapi juga oleh adanya supplay oksigen. Dengan adanya supplay oksigen yang bersifat terus menerus maka kandungan zat organik yang bisa terurai akan menurun dan kecepatan pertumbuhan sel akan menurun sebanding dengan menurunnya konsentrasi BOD atau

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

COD di dalam air limbah.

Menurut Wesley Eckenfelder (1966) total oksigen yang dibutuhkan diperkirakan mempunyai hubungan sbb:

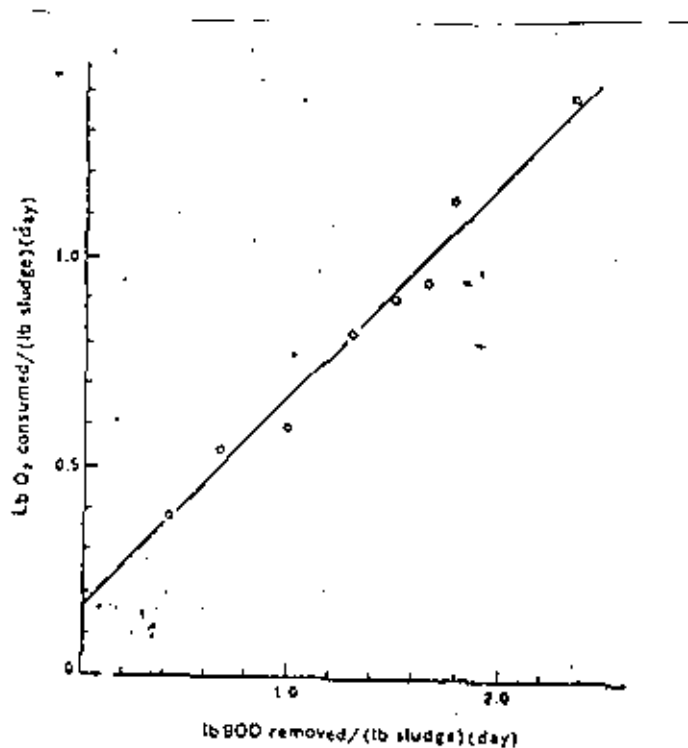
$$1b\ O_2/hari = a'1b\ BOD_5/hari + b'1b\ MLVSS$$

dimana :  $a'$  = diestimasi dari kemiringan (slope)

$b'$  = diestimasi dari intercept

antara pengeplotan  $1b\ O_2/hari$  ( $1b\ MLVSS$ ) terhadap  $1b\ BOD_5/hari$  ( $1b\ MLVSS$ ).

Suatu plot untuk bahan buangan digambarkan pada grafik 4.2.



Grafik 4.2 : Kebutuhan Oksigen pada pengolahan air buangan

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

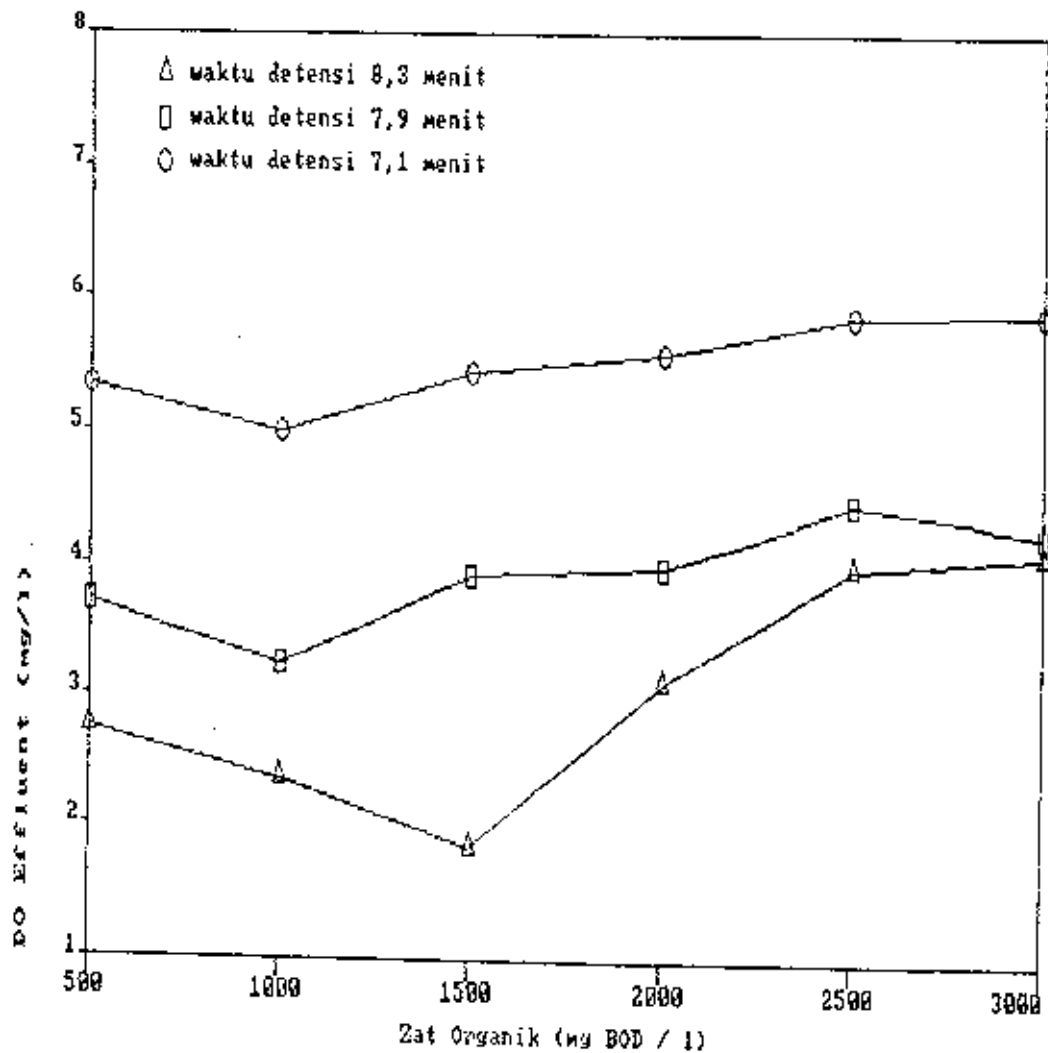
Di dalam "Oksidasi aerobik", mikroorganisme mengoksidasi zat organik untuk mendapatkan energi yang cukup bagi dirinya agar mampu mensintesis molekul yang kompleks, misalnya protein dan polisakarida yang dibutuhkannya untuk membentuk sel baru. Oksidasi zat organik secara aerobik dengan mempergunakan oksigen molekuler sebagai agen pengoksidasi terminal.

Data hasil penelitian diperoleh bahwa kebutuhan oksigen oleh mikroorganisme kecil sekali yaitu terjadinya oksidasi zat organik dengan mempergunakan oksigen sebagai agen pengoksidasi terminal belum optimal (masih minimal) karena nilai DO effluent yang dihasilkan masih besar yang berarti masih banyaknya oksigen terlarut (DO) yang lolos. Dari grafik 4.3 terlihat bahwa untuk waktu detensi sekitar 8,3 menit mempunyai DO effluent paling kecil dan nilai DO effluent yang paling besar dimiliki oleh waktu detensi 7,1 menit.

Nilai DO effluent kecil berarti makin banyak DO yang digunakan oleh mikroorganisme, hal ini ditandai oleh semakin banyaknya penurunan zat organik limbah. Dari grafik 4.3 terlihat bahwa DO effluent mengalami penurunan secara terus-menerus pada BOD 500-1500 mg/l pada waktu detensi 8,3 menit dan terjadi kenaikan DO effluent pada BOD 2000-3000 mg/l. Sedangkan untuk waktu detensi 7,9 menit dan 7,1 menit

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

penurunan DO effluent terjadi pada BOD antara 500-1000 mg/l, dan peningkatan DO effluent pada BOD 1500-3000 mg/l.



Grafik 4.3 : Hubungan antara konsentrasi zat organik dengan DO effluent

BAB V  
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil penelitian dan analisa data, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Besar kecilnya kecepatan upflow mempengaruhi besar kecilnya tinggi ekspansi dan waktu detensi, jika kecepatan upflow yang rendah tetapi menghasilkan tinggi ekspansi yang besar akan terjadi waktu detensi limbah dalam reaktor yang lama, dan besarnya kecepatan upflow ditandai oleh besarnya beban volumetrik pada konsentrasi zat organik (BOD/COD) limbah yang sama;
2. Dengan adanya waktu kontak limbah yang lebih lama, menyebabkan difusi molekul substrat dalam biofilm lebih baik sehingga tingkat penurunan zat-zat organik (COD) limbahnya akan lebih besar. Untuk waktu kontak 8,3 menit efisiensi penurunan COD limbah maximum 45,70% , sedangkan untuk waktu kontak 7,9 menit efisiensi penurunan COD limbah maximum 31,66% dan waktu kontak 7,1 menit efisiensi penurunan COD limbah maximum 30,20% ;



3. Waktu kontak limbah tidak hanya berpengaruh pada tingkat penurunan zat-zat organik tetapi juga berpengaruh pada besar kecilnya DO yang loics. Untuk waktu kontak limbah 8,3 menit DO effluent minimum diperoleh 1,85 mg/l dan untuk waktu kontak limbah 7,9 menit dan 7,1 menit DO effluent minimum yang diperoleh 3,25 mg/l dan 5,00 mg/l;
4. Pada reaktor Expanded Bed, kestabilan sistem sulit dikondisikan sehingga efisiensi proses sangat rendah yaitu angka penurunan COD limbah hanya sekitar 18,86% sampai 45,70%. Rendahnya angka penurunan COD limbah ini disebabkan karena biofilm yang menempel pada partikel sering mengalami erosi atau sloughing oleh fluida (limbah) yang melewatinya.

## 5.2. SARAN

Karena beberapa keistimewaan yang dimiliki reaktor expanded bed dalam hal mampu mengolah limbah dengan kapasitas besar dan luas lahan yang diperlukan kecil, perlu adanya penelitian lebih lanjut untuk kesempurnaan efisiensi alat terutama dalam hal:

- Perlu ditambahkan clarifier untuk menampung sludge dari dalam reaktor yang semakin hari semakin

## KESIMPULAN DAN SARAN

bertambah. Kemudian dilakukan resirkulasi sludge dari clarifier untuk mendapatkan "solid retention time" yang optimum sehingga di dalam reaktor expanded bed terjadi 2 proses yaitu selain proses attached growth juga proses suspended growth (akibat resirkulasi sludge dari clarifier), sehingga mampu mengolah limbah dengan konsentrasi zat organik tinggi;

- Perlu ditambahkan alat lain yaitu sejenis paddle (pengaduk) untuk mengaduk media agar diperoleh kontinuitas ekspansi sekaligus mampu mengeluarkan lumpur jika sewaktu-waktu terjadi penumpukan lumpur sebab penumpukan lumpur yang berlebihan akan mengganggu (menambah) tekanan upflow, yang bisa menyebabkan sering terjadi erosi biopartikel.

## DAFTAR PUSTAKA

---

1. Alaert, G. dan Simestri, Sri S. 1984. Metode Penelitian Air, Surabaya: Usaha Nasional.
2. Benefield, Larry D. dan Randall, Clifford W. 1980. Biological Process Design for Wastewater Treatment. London: Prentice-Hall.
3. Eckenfelder, Wesley W. 1989. Industrial Water Pollution Control. United states : McGraw-Hill.
4. Fahmy M. Kut O.M. dan Heinze 1994. Anaerobik-Aerobik Fluidized Bed Biotreatment of Sulphite Pulp Bleaching Effluents Global Parameter , The Journal of the International Association on Water Pollution Research & Control 28 :1987-2010.
5. Hermanowicz, S.W. dan Cheng, Y.W. 1990. Biological Fluidized Bed Reaktor : Hydrodynamics and Performance, The Journal of the International Association on Water Pollution Research & Control 22 : 193-202.
6. Leva, M. Grammer, M. dan Pollichick, M. Chemical Engineering Program , 44 (1948) 619 Fluidization of Non Visicular particles.
7. Kunii Daizo dan Octav Levensipel. 1969. Fluidization Engineering , John Wiley & Sons.
8. Metcalf dan Eddy . 1972. Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse. New York: McGraw-Hill Book Company.

9. Monod, J. 1949. The Growth of Bacterial Cultures, Annual Review of Microbiology.
10. Pata Jaroslay, et al, 1988. Minimum Fluidization Velocities of wet Coal Particles , Ind. Eng. Chemical. Res Vol 27 no 8, August.
11. Reynold, Tom D. 1977. Unit Operation and Processes in Environmental Engineering. California: Brooks/Cole Engineering Division.
12. Rich, G. 1974. Unit Operation of Sanitary Engineering, Flow Through Beds of Solids 6 (147).
13. Shimizu, T. Tambo, N. Kudo, K. Ozawa G. dan Hamaguchi, G. 1994. An Anaerobik Fluidized Pellet Bed Bioreactor Process for Simultaneous Removal of Organic, Nitrogenous and Phosphorus substances. The Journal of the International Association on Water Pollution Research & Control 28 : 1943-1952.
14. Wilhem J.M. dan Kwank, Fluidization of Solid Particles, Chem Eng Prog, 44 (1948) 201.

## KETAHANAN MEDIA

Analisa kehilangan atau pengurangan media akibat pengaruh asam (loss in acid) dilakukan untuk mengetahui ketahanan media yang digunakan terhadap adanya asam.

## PROSEDUR ANALISA

- Membersihkan masing-masing media dari kotoran-kotoran yang menempel, panaskan selama 24 jam pada suhu 105°C;
- Menimbang masing-masing media sebanyak 50 gram;
- Memasukkan dalam tabung atau botol, kemudian diisi dengan hidrocloric acid (HCL) 20 % hingga semua media terendam;
- Membiarkan selama 24 jam;
- Mengambil media, kemudian dicuci dengan air bersih;
- Mengeringkan selama 24 jam;
- Menimbang berat yang ada.

## HASIL ANALISA

- Berat awal = 50 gram
- Berat akhir = 49.49 gram
- Loss in acid =  $\frac{50-49.49}{50} \times 100 \%$   
= 1.02 %

## DENSITAS MEDIA

## PROSEDUR ANALISA

- Membersihkan masing-masing media dari kotoran-kotoran yang menempel, panaskan selama 24 jam pada suhu 105°C hingga media kering;
- Menimbang masing-masing media sebanyak 100 gram;
- Memasukkan dalam gelas ukur
- Menambahkan air 100 ml ke dalam gelas ukur;
- Membaca volume air dan media pada gelas ukur.

## HASIL ANALISA

- Berat awal pasir = 100 gram
- Volume air sebelum penambahan = 100 ml
- Volume air setelah penambahan = 140 ml
- Jadi densitas  $= \frac{50 \text{ gr}}{(140-100)\text{ml}} = 2,5 \text{ kg/lt}$
- Spesifik Gravity  $= \frac{2,5}{0,9998} = 2,5 \text{ kg/lt}$

## POROSITAS

### PROSEDUR ANALISA

- o Memasukkan media pasir ke dalam labu ukur;
- o Menghitung volume media pasir;
- o Menuangkan air ke dalam pasir sampai semua pasir terendam air;
- o Lalu difakumkan ke dalam ruang fakum untuk mengeluarkan udara yang telah mengisi rongga-rongga pasir sehingga rongga tersebut diisi oleh air;
- o Mengisi volume air ke dalam labu ukur sampai batas volume menyamai volume pasir;
- o Menghitung volume air yang telah mengisi rongga-rongga pasir

### HASIL ANALISA

- o Volume total media = 600 ml
- o Volume rongga = 228 ml
- o Jadi porositas =  $\frac{228}{600} = 0,38$

# PERHITUNGAN KECEPATAN SETTLING PARTIKEL

Diameter butir pasir = 0,1-0,3 mm

Diameter rata-rata butir =  $(0,1 \times 0,3)^{1/2} = 0,173$  mm

Temperatur air = Temperatur kamar = 30°C

Viskositas pada T = 30°C  $\longrightarrow \nu = 0,8039$  centipouse  
 $= 0,008027 \text{ cm}^2/\text{dt}$

Bilangan Reynold, NRe

$$\square \text{ NRe} = \frac{\rho U_t d}{\nu} = \frac{0,86 U_t d}{0,008027} = 107,14 U_t d$$

Koefisien Drag, Cd

$$\square \text{ Cd} = \frac{18,5}{\text{NRe}^{0,6}} = \frac{18,5}{(107,14 U_t d)^{0,6}} = \frac{1,12}{(U_t d)^{0,6}}$$

Kecepatan settling partikel,  $U_t$

$$\square U_t = \left[ \frac{4}{3} \frac{g}{\text{Cd}} (S_s - 1) d \right]^{1/2}$$

$$U_t = \left[ \frac{4}{3} \frac{981}{1,12} (U_t d)^{0,6} (2,5 - 1) d \right]^{1/2}$$

$$U_t^2 = \frac{4}{3} \frac{981}{1,12} (U_t d)^{0,6} (2,5 - 1) d$$

$$U_t^{1,4} = 1751 d^{1,6}$$

$$U_t = (1751 d^{1,6})^{1,4}$$



## LAMPIRAN

$$U_t = 207,32 d^{1,4/1,6}$$

Untuk diameter 0,173 mm , maka :  $U_t = 2 \text{ cm/dt}$

# PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR PARTIKEL

Luas tabung, A

$$\begin{aligned} A &= 0,25 \times \pi \times D^2 \\ &= 0,25 \times 3,14 \times 10^2 \\ &= 78,5 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

## ■ EXPANSI 20 %

Ketinggian media pasir pada ekspansi 20 % adalah

$$\begin{aligned} &= 120 \% \times 27 \text{ cm} \\ &= 32,4 \text{ cm} \end{aligned}$$

Porositas ekspansi,  $\epsilon_e$

$$\begin{aligned} \frac{L_e}{L} &= \frac{1 - \epsilon}{1 - \epsilon_e} \\ \frac{32,4}{27} &= \frac{1 - 0,38}{1 - \epsilon_e} \\ \epsilon_e &= 0,483 \end{aligned}$$

Kecepatan upflow,  $V_{up}$

$$\begin{aligned} V_{up} &= U_t \epsilon_e^{4,5} \\ &= 2 \text{ cm/dt} \times 0,483^{4,5} \\ &= 0,075565 \text{ cm/dt} \end{aligned}$$

Debit upflow,  $Q_{up}$

$$\begin{aligned} Q_{up} &= A \times V_{up} \\ &= 78,5 \text{ cm}^2 \times 0,075565 \text{ cm/dt} \\ &= 5,944 \text{ cm}^3/\text{dt} = 513,216 \text{ l/hari} \end{aligned}$$

Debit effluent,  $Q_{ef}$

$$\begin{aligned} Q_{ef} &= Q_{up} \times 1/3 \\ &= 513,216 \text{ l/hari} \times 1/3 \\ &= 171,072 \text{ l/hari} \end{aligned}$$

Debit resirkulasi,  $Q_r$

$$\begin{aligned} Q_r &= Q_{up} \times 2/3 \\ &= 513,216 \text{ l/hari} \times 2/3 \\ &= 342,144 \text{ l/hari} \end{aligned}$$

#### ■ EXPANSI 40 %

Ketinggian media pasir pada ekspansi 20 % adalah

$$\begin{aligned} &= 140 \% \times 27 \text{ cm} \\ &= 37,8 \text{ cm} \end{aligned}$$

Porositas ekspansi,  $\epsilon_e$

$$\begin{aligned} \frac{L_e}{L} &= \frac{1 - \epsilon}{1 - \epsilon_e} \\ \frac{37,8}{27} &= \frac{1 - 0,38}{1 - \epsilon_e} \\ \epsilon_e &= 0,557 \end{aligned}$$

Kecepatan upflow,  $V_{up}$

$$\begin{aligned} V_{up} &= U_1 \cdot e^{4,5} \\ &= 2 \text{ cm/dt} \cdot 0,557^{4,5} \\ &= 0,144 \text{ cm/dt} \end{aligned}$$

Debit upflow,  $Q_{up}$

$$\begin{aligned} Q_{up} &= A \times V_{up} \\ &= 78,5 \text{ cm}^2 \times 0,144 \text{ cm/dt} \\ &= 11,3 \text{ cm}^3/\text{dt} = 976,32 \text{ l/hari} \end{aligned}$$

Debit effluent,  $Q_{ef}$

$$\begin{aligned} Q_{ef} &= Q_{up} \times 1/3 \\ &= 976,32 \text{ l/hari} \times 1/3 \\ &= 325,44 \text{ l/hari} \end{aligned}$$

Debit resirkulasi,  $Q_r$

$$\begin{aligned} Q_r &= Q_{up} \times 2/3 \\ &= 976,32 \text{ l/hari} \times 2/3 \\ &= 650,88 \text{ l/hari} \end{aligned}$$

# CONTOH PERHITUNGAN WAKTU DETENSI

Kebutuhan air (Debit Efluent) = 160 l/hari

Debit upflow = Debit efluent + Debit Resirkulasi

$$= 160 \text{ l/hari} + 2 \text{ } 160 \text{ l/hari}$$

$$= 480 \text{ l/hari}$$

$$= 0,48 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Ketinggian media = 30 % x 27 cm

$$= 35,1 \text{ cm}$$

$$= 0,351 \text{ m}$$

Volume media =  $0,25 \times \pi \times D^2 \times h$

$$= 0,25 \times 3,14 \times (0,1 \text{ m})^2 \times 0,351$$

$$= 2,755 \text{ } 10^{-3} \text{ m}^3$$

Waktu detensi = Volume / Debit upflow

$$= 2,755 \text{ } 10^{-3} / 0,48$$

$$= 5,74 \text{ } 10^{-3} \text{ hari}$$

$$= 8,3 \text{ menit}$$

### CONTOH PERHITUNGAN KEBUTUHAN UDARA DALAM REAKTOR

Pada penelitian ini, debit udara yang digunakan 1,5 l/menit. Jika diketahui  $\rho$  udara = 1164,8 mg/l dengan kandungan oksigen 21 % dan efisiensi transfer oksigen diasumsikan sebesar 10 % , maka :

$$\begin{aligned}\text{Massa udara influen} &= Q \text{ udara} \times \rho \\ &= 1,5 \text{ l/menit} \times 1164,8 \text{ mg/l} \times 0,21 \times 0,1 \\ &= 36,6912 \text{ mg Oz / menit}\end{aligned}$$

Untuk debit upflow air sebesar 480 l/hari (0,333 l/menit), kebutuhan oksigen reaktor adalah:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan oksigen} &= (DO_{in} - DO_{out})Q + \text{Oz transfer} \\ &= (0,3 - 9,76) \times 0,333 + 36,6912 \text{ mg Oz/menit} \\ &= 33,541 \text{ mg Oz / menit}\end{aligned}$$

## PEMBUATAN SUBSTRAT

Misalkan BOD yang diinginkan = 500 mg/l

BOD : N : P = 100 : 5 : 1

N yang diperlukan =  $\frac{5}{100} \times 500 = 25 \text{ mg/l}$

P yang diperlukan =  $\frac{1}{100} \times 500 = 5 \text{ mg/l}$

■ Glukosa ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

BM glukosa =  $12 \times 6 + 1 \times 12 + 16 \times 6 = 180$

Reaksi :



1 mol  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$  = 6 mol  $\text{O}_2$

180                      6 (32)

180                      192

Jadi 1 mg glukosa =  $1,067 \times 0,75 = 0,8 \text{ mg BOD}$

Jumlah glukosa yang dibutuhkan =  $500/0,8 = 625 \text{ mg/l}$

■ Urea ( $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ )

BM =  $12 \times 1 + 16 \times 1 + 14 \times 2 + 1 \times 4 = 60$

Berat  $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$  yang diperlukan untuk memperoleh berat N

$25 \text{ mg/l} = 60/14 \times 25 = 107,143 \text{ mg/l}$

■  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ 

$$\text{BM} = 39 \times 1 + 2 \times 1 + 31 \times 1 + 16 \times 4 = 136$$

Berat  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  yang diperlukan untuk memperoleh berat P

$$5 \text{ mg/l} \text{ adalah} = 136/31 \times 5 \text{ mg/l} = 21,936 \text{ mg/l}$$



## ANALISA PERMANGANAT VALUE (PV)

### 1. CARA KERJA

a. Erlemeyer dibebaskan dari zat organik, dengan cara sebagai berikut:

- mengisi erlemeyer dengan aquadest;
- menambahkan  $\text{KMnO}_4$  0,01 N sampai timbul warna merah muda, lalu dipanaskan selama 10 menit;
- bila warna merah muda hilang, lalu ditambahkan lagi  $\text{KMnO}_4$  0,01 N sampai warna merah muda tetap ada setelah dipanaskan selama 1 menit;
- lalu air tersebut dibuang, dengan demikian erlemeyer tersebut telah bebas zat organik.

b. Pemeriksaan Sampel

- mengambil 100 ml sampel yang telah mengalami pengenceran sesuai yang dikehendaki;
- menambahkan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  4 N sebanyak 2,5 ml;
- menambahkan  $\text{KMnO}_4$  0,01 N sampai warna merah muda;
- dipanaskan sampai mendidih;
- ditambahkan lagi 10 ml  $\text{KMnO}_4$  0,01 N;
- dipanaskan lagi 10 menit, apabila selama pemanasan warna hilang, ditambahkan lagi  $\text{KMnO}_4$  sampai warna tidak lagi;

- kemudian ditambahkan 1 ml asam oksalat 0,1 N sehingga warna merah muda hilang;
- dititrasi dengan  $\text{KMnO}_4$  0,01 N sampai timbul warna merah muda.

## 2. PERHITUNGAN

$$PV = \frac{1000}{\text{ml sampel}} \left[ (10 + a)N_{\text{KMnO}_4} - (b \times N_{\text{oksalat}}) \right] 31,6 \times P$$

Dimana : PV = angka permanganat (mg/l)

a = volume titran  $\text{KMnO}_4$  (ml)

b = volume penambahan asam oksalat (ml)

$N_{\text{KMnO}_4}$  = normalitas  $\text{KMnO}_4$

$N_{\text{oksalat}}$  = normalitas asam oksalat

P = derajat pengenceran

## ANALISA COD

## 1. CARA KERJA

- memasukkan 4 gram  $\text{HgSO}_4$  kedalam erlemeyer COD;
- memasukkan 5 atau 6 batu didih yang telah dibersihkan terlebih dahulu ke dalam erlemeyer COD;
- menambah larutan sampel 20 ml;
- menambahkan 10 ml  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  0,25 N;
- menambahkan 30 ml reagen asam sulfat dan mengocok perlahan-lahan supaya panasnya merata;
- mengalirkan air pendingin pada kondensor dan meletakkan erlemeyer COD dibawah kondensor;
- menempatkan kondensor dan erlemeyer COD diatas pemanas listrik, menyalakan dan merefluks larutan selama 2 jam;
- membiarkan gelas refluks dingin dahulu , kemudian membilas kondensor dengan air suling sebanyak kira-kira 25 - 50 ml;
- melepaskan gelas refluks dari kondensor, mendinginkan larutan kemudian mengencerkan larutan yang telah direfluks tadi sampai 2x jumlah larutan dalam gelas refluks dengan air suling, kira-kira 150-200 ml dan mendinginkan lagi sampai suhu ruangan;
- menambahkan 3 - 4 tetes indikator ferroin;
- menitrasi dengan FAS 0,1 N sampai warna hijau biru

menjadi coklat merah;

- untuk analisa blanko dilakukan seperti pada sampel, hanya air sampel diganti dengan air suling.

## 2. PERHITUNGAN

$$\text{COD (mg O}_2\text{ /l )} = \frac{(c - d) \times N \times 8000}{\text{ml sampel}}$$

dimana :

- c = ml FAS yang digunakan untuk titrasi blanko
- d = ml FAS yang digunakan untuk titrasi sampel
- N = normalitas larutan FAS

## ANALISA DO

## 1. CARA KERJA

- mengambil sampel kedalam botol winkler 125 ml hingga penuh dan tidak timbul gelembung udara;
- menambahkan 2 ml larutan  $MnSO_4$ ;
- menambahkan 2 ml KOH, kemudian botol ditutup dengan hati-hati mencegah terperangkapnya udara luar, lalu dikocok dengan membalik-balikkan botol;
- membiarkan gumpalan yang terjadi mengendap sampai kira-kira 10 menit;
- menambahkan asam sulfat pekat sebanyak 2 ml dan menggoyang botol hingga semua endapan melarut;
- mengambil 100 ml dan dimasukkan dalam erlemeyer 250 ml;
- menambahkan indikator amylum beberapa tetes sampai timbul warna biru;
- menitrasi dengan dengan larutan thiosulfat ( $Na_2SO_4$ ) 0,0125 N sampai warna biru hilang / jernih;
- mencatat banyaknya volume titran yang dibutuhkan.

## 2. PERHITUNGAN

$$DO = \frac{e \times N \times 8000}{f} \quad (\text{mg Oz / l})$$

## LAMPIRAN

dimana :

e = volume titran  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  (ml)

f = volume botol winkler (ml)

N = normalitas  $\text{Na}_2\text{SO}_3$

## METODA PENGAMBILAN DATA

Langkah-langkah yang dilakukan dalam memperoleh data adalah :

- A. Data Sampling harian (terdapat pada tabel L-2), data diperoleh selama 18 hari dan tiap hari dilakukan analisa PV per jamnya sebagai kontrol terhadap kualitas zat organik effluent akibat proses di dalam reaktor. Dan pembuatan limbah tiap hari dilakukan sebanyak empat kali dan dilakukan analisa terhadap influent dan effluent terhadap kualitas airnya.
- B. Kualitas Fluktuasi Zat Organik Harian (terdapat pada tabel L-3 sampai L-8 dan grafik L-2 sampai L-7), hasil penelitian menunjukkan bahwa data sangat berfluktuasi disebabkan banyak faktor antara lain: kualitas air kran sebagai pelarut limbah tidak konstan, kurang telitinya dalam penimbangan dan analisisnya, tinggi ekspansi yang relatif berfluktuasi, dll. Fluktuasi data hasil penelitian masih bisa dianggap seragam yaitu penyebaran data disekitar nilai rata-rata, karena penyebaran data tidak melebihi batas atas ( $X + 2SD$ ) dan batas bawah ( $X - 2SD$ ). Nilai besar kecilnya fluktuasi tersebut , ditandai oleh besar kecilnya harga standart deviasi ( $S$ ). Data semakin berfluktuasi, nilai  $S$  semakin besar.

- C. Kalibrasi Data (terdapat pada grafik L-8 sampai L-14).  
kurva kalibrasi dilakukan untuk mengetahui konsentrasi sampel setiap pembuatan substrat limbah, pembuatan limbah setiap hari dilakukan empat kali. Setiap pembuatan limbah, diambil sampelnya baik untuk influent maupun effluennya kemudian dibuat kurva kalibrasinya. Kurva kalibrasi yang dilakukan adalah BOD influent substrat terhadap COD effluent analisa (grafik L-8) dan PV effluent terhadap COD effluent (grafik L-9 sampai L-14). Hasil kalibrasi yang diperoleh kemudian dibuat suatu persamaan regresi ( $y = ax + b$ ) dan garis regresi liniernya.
- D. Pengambilan Data (terdapat pada tabel L-9 dan L-10).  
Dari grafik L-8 sampai L-14, dengan cara diplotkan diperoleh harga COD influent dan COD effluent sedangkan PV effluent diperoleh dari nilai rata-rata PV harian setiap jamnya. Dan nilai DO effluent diperoleh dari nilai rata-rata harian setiap empat kali sampling.



TABEL L-2 : PENGAMBILAN SAMPLING

HARI	Q eff (l/hari)	BOD inf (mg/l)	JAM	PERI- ODE	PV eff (mg/l)	Debit eff (liter)	PERI- ODE	COD inf (mg/l)	COD eff (mg/l)	PV eff (mg/l)	BO eff (mg/l)
I	160	500	06.00	1	241.60	40 L ke-1	1	801.42	508.90	241.73	2.78
			07.00	2	225.28						
			08.00	3	242.60						
			09.00	4	243.68						
			10.00	5	245.78	40 L ke-2	2	860.34	533.40	226.70	2.74
			11.00	6	259.20						
			12.00	7	267.63						
			13.00	8	200.80						
			14.00	9	209.78						
			15.00	10	203.05	40 L ke-3	3	847.46	529.67	238.35	2.77
			16.00	11	203.50						
			17.00	12	258.15						
			18.00	13	226.00						
			19.00	14	198.09						
			20.00	15	200.00	40 L ke-4	4	811.10	519.10	236.53	2.76
II	160	1000	06.00	1	464.40	40 L ke-1	1	1688.87	1013.32	456.00	2.35
			07.00	2	466.97						
			08.00	3	462.98						
			09.00	4	463.29						
			10.00	5	456.95	40 L ke-2	2	1688.81	1013.29	455.98	2.35
			11.00	6	454.28						
			12.00	7	458.48						
			13.00	8	461.44						
			14.00	9	456.12						
			15.00	10	444.89	40 L ke-3	3	1700.82	1020.49	459.22	2.37
			16.00	11	451.28						
			17.00	12	467.54						
			18.00	13	453.95						
			19.00	14	451.98						
			20.00	15	454.96	40 L ke-3	4	1678.37	1007.02	453.16	2.33
III	160	1500	06.00	1	546.37	40 L ke-1	1	2151.73	1183.45	557.56	1.84
			07.00	2	543.14						
			08.00	3	533.21						
			09.00	4	543.25						
			10.00	5	527.23	40 L ke-2	2	2143.45	1178.90	555.51	1.85
			11.00	6	546.71						
			12.00	7	518.51						
			13.00	8	541.38						
			14.00	9	542.79						
			15.00	10	546.14	40 L ke-3	3	1996.75	1098.21	517.37	1.83
			16.00	11	588.36						
			17.00	12	534.27						
			18.00	13	546.24						
			19.00	14	540.61						
			20.00	15	545.50	40 L ke-4	4	1987.27	1093.00	532.77	1.89

IV	160	2000	06.00	1	916.90	40 L ke-1	1	3348.43	2042.54	919.15	3.08
			07.00	2	933.04						
			08.00	3	924.98						
			09.00	4	915.15						
			10.00	5	955.55	40 L ke-2	2	3353.48	2045.62	920.53	3.11
			11.00	6	927.38						
			12.00	7	914.69						
			13.00	8	937.94						
			14.00	9	920.51						
			15.00	10	945.89	40 L ke-3	3	3395.67	2071.36	932.11	3.15
			16.00	11	921.43						
			17.00	12	917.59						
			18.00	13	929.94						
			19.00	14	910.66						
			20.00	15	932.74	40 L ke-4	4	3367.18	2053.98	924.29	3.12
V	160	2500	06.00	1	1191.47	40 L ke-1	1	3803.90	2662.73	1198.22	4.00
			07.00	2	1174.95						
			08.00	3	1159.95						
			09.00	4	1210.75						
			10.00	5	1183.72	40 L ke-2	2	3774.46	2642.12	1188.95	3.99
			11.00	6	1188.44						
			12.00	7	1197.78						
			13.00	8	1187.84						
			14.00	9	1188.62						
			15.00	10	1201.74	40 L ke-3	3	3765.34	2635.74	1186.08	3.97
			16.00	11	1218.25						
			17.00	12	1190.51						
			18.00	13	1186.89						
			19.00	14	1195.37						
			20.00	15	1165.65	40 L ke-4	4	3770.66	2639.46	1187.75	3.99
VI	160	3000	06.00	1	1475.02	40 L ke-1	1	5070.21	3295.63	1483.03	4.09
			07.00	2	1481.54						
			08.00	3	1488.56						
			09.00	4	1477.45						
			10.00	5	1471.94	40 L ke-2	2	5066.10	3292.94	1481.82	4.08
			11.00	6	1482.67						
			12.00	7	1490.22						
			13.00	8	1492.22						
			14.00	9	1474.87						
			15.00	10	1482.37	40 L ke-3	3	5075.22	3298.89	1484.50	4.10
			16.00	11	1478.58						
			17.00	12	1488.66						
			18.00	13	1485.12						
			19.00	14	1478.17						
			20.00	15	1478.55	40 L ke-4	4	5072.75	3297.29	1483.78	4.09

VII	180	500	06.00	1	321.20	40 L ke-1	1	797.37	534.24	243.91	3.71
			07.00	2	162.21						
			08.00	3	289.75						
			09.00	4	287.35						
			10.00	5	154.54	40 L ke-2	2	810.50	553.10	229.50	3.69
			11.00	6	188.21						
			12.00	7	165.22						
			13.00	8	275.57						
			14.00	9	287.90						
			15.00	10	170.65	40 L ke-3	3	850.11	569.57	245.18	3.73
			16.00	11	300.35						
			17.00	12	291.94						
			18.00	13	297.85						
			19.00	14	180.20						
			20.00	15	277.99	60 L	4	809.10	542.10	243.94	3.71
VIII	180	1000	06.00	1	415.50	40 L ke-1	1	1688.10	1097.20	491.05	3.25
			07.00	2	510.00						
			08.00	3	509.13						
			09.00	4	568.90						
			10.00	5	400.67	40 L ke-2	2	1651.20	1073.28	486.87	3.00
			11.00	6	550.87						
			12.00	7	553.90						
			13.00	8	446.90						
			14.00	9	481.83						
			15.00	10	398.80	40 L ke-3	3	1685.25	1095.41	490.06	3.25
			16.00	11	523.90						
			17.00	12	550.50						
			18.00	13	422.90						
			19.00	14	410.98						
			20.00	15	506.31	60 L	4	1570.25	1020.66	472.85	3.50
IX	180	1500	06.00	1	625.50	40 L ke-1	1	2135.50	1494.85	714.41	3.92
			07.00	2	756.90						
			08.00	3	779.78						
			09.00	4	624.23						
			10.00	5	705.48	40 L ke-2	2	2057.41	1440.19	705.15	3.90
			11.00	6	780.67						
			12.00	7	705.90						
			13.00	8	724.34						
			14.00	9	625.88						
			15.00	10	703.47	40 L ke-3	3	2181.35	1526.95	718.08	3.95
			16.00	11	780.45						
			17.00	12	770.56						
			18.00	13	763.90						
			19.00	14	660.60						
			20.00	15	655.56	60 L	4	2140.52	1498.36	715.37	3.95

X	180	2000	06.00	1	1040.55	40 L ke-1	1	3389.25	2372.48	998.87	4.02
			07.00	2	912.90						
			08.00	3	1066.50						
			09.00	4	997.56						
			10.00	5	1045.90	40 L ke-2	2	3365.50	2355.85	994.20	3.98
			11.00	6	930.30						
			12.00	7	996.35						
			13.00	8	910.11						
			14.00	9	1032.35						
			15.00	10	999.67	40 L ke-3	3	3360.99	2352.70	991.05	3.94
			16.00	11	1025.16						
			17.00	12	1050.00						
			18.00	13	907.54						
			19.00	14	938.39						
			20.00	15	1063.18	60 L	4	3347.28	2343.10	988.82	3.92
XI	180	2500	06.00	1	1266.16	40 L ke-1	1	3763.35	2822.51	1258.09	4.45
			07.00	2	1257.63						
			08.00	3	1253.78						
			09.00	4	1285.61						
			10.00	5	1135.77	40 L ke-2	2	3769.91	2827.43	1256.51	4.45
			11.00	6	1266.65						
			12.00	7	1285.55						
			13.00	8	1275.75						
			14.00	9	1298.95						
			15.00	10	1235.70	40 L ke-3	3	3725.11	2793.83	1251.04	4.40
			16.00	11	1135.86						
			17.00	12	1283.18						
			18.00	13	1255.75						
			19.00	14	1292.88						
			20.00	15	1280.54	60 L	4	3774.21	2830.66	1258.44	4.50
XII	180	3000	06.00	1	1543.93	40 L ke-1	1	5052.35	3637.69	1539.76	4.22
			07.00	2	1537.52						
			08.00	3	1535.03						
			09.00	4	1514.68						
			10.00	5	1535.13	40 L ke-2	2	5060.29	3643.41	1544.32	4.28
			11.00	6	1543.10						
			12.00	7	1529.69						
			13.00	8	1537.44						
			14.00	9	1543.95						
			15.00	10	1539.78	40 L ke-3	3	5065.10	3646.87	1542.69	4.25
			16.00	11	1552.51						
			17.00	12	1554.75						
			18.00	13	1513.10						
			19.00	14	1535.43						
			20.00	15	1568.82	60 L	4	5059.91	3643.14	1544.00	4.25

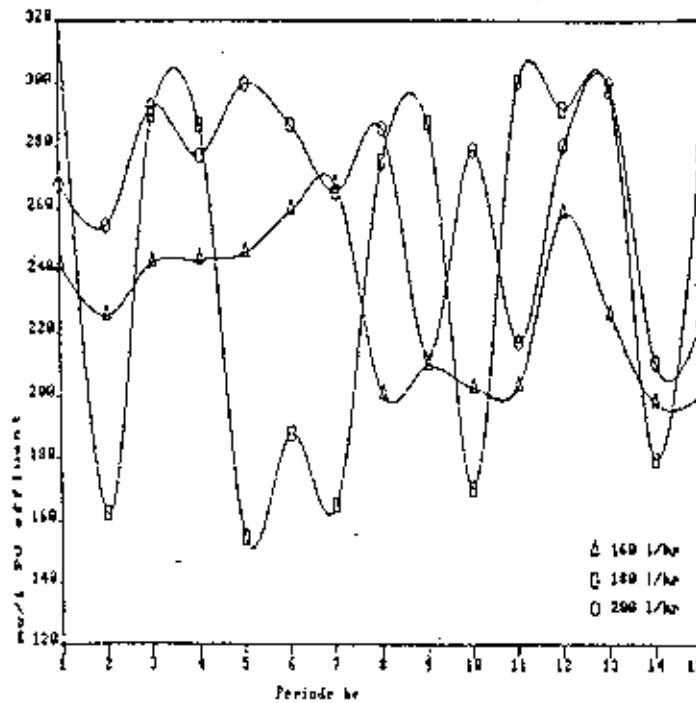
XIII	200	500	06.00	1	267.46	50 L ke-1	1	820.99	615.74	259.75	5.35
			07.00	2	254.85						
			08.00	3	292.60						
			09.00	4	276.90						
			10.00	5	299.90	50 L ke-2	2	865.90	649.40	256.60	5.35
			11.00	6	286.90						
			12.00	7	265.39						
			13.00	8	285.90						
			14.00	9	212.90						
			15.00	10	278.78	50 L ke-3	3	769.61	577.21	256.20	5.35
			16.00	11	216.98						
			17.00	12	279.90						
			18.00	13	300.09						
			19.00	14	210.90						
			20.00	15	222.20	50 L ke-4	4	755.25	566.43	256.31	5.35
XIV	200	1000	06.00	1	445.90	50 L ke-1	1	1470.30	1029.21	477.70	4.90
			07.00	2	520.98						
			08.00	3	494.10						
			09.00	4	475.56						
			10.00	5	495.06	50 L ke-2	2	1511.10	1057.77	492.07	5.10
			11.00	6	444.90						
			12.00	7	515.10						
			13.00	8	498.19						
			14.00	9	526.50						
			15.00	10	513.88	50 L ke-3	3	1670.35	1169.25	516.77	5.05
			16.00	11	515.60						
			17.00	12	521.90						
			18.00	13	513.73						
			19.00	14	518.90						
			20.00	15	425.90	50 L ke-4	4	1500.20	1050.14	506.46	4.95
XV	200	1500	06.00	1	763.78	50 L ke-1	1	2154.81	1551.46	762.95	5.40
			07.00	2	759.97						
			08.00	3	795.80						
			09.00	4	760.05						
			10.00	5	747.82	50 L ke-2	2	2160.70	1555.70	763.12	5.40
			11.00	6	775.75						
			12.00	7	700.90						
			13.00	8	754.76						
			14.00	9	755.82						
			15.00	10	775.76	50 L ke-3	3	2159.99	1555.20	765.90	5.85
			16.00	11	758.90						
			17.00	12	790.50						
			18.00	13	751.48						
			19.00	14	716.54						
			20.00	15	769.10	50 L ke-4	4	2092.12	1506.33	744.41	5.10

XVI	200	2000	06.00	1	1334.67	50 L ke-1	1	3352.21	2447.11	1010.02	5.60
			07.00	2	1345.18						
			08.00	3	1306.92						
			09.00	4	1330.17						
			10.00	5	1328.77	50 L ke-2	2	3366.19	2457.32	1013.53	5.60
			11.00	6	1308.80						
			12.00	7	1320.50						
			13.00	8	1330.67						
			14.00	9	1322.38						
			15.00	10	1307.54	50 L ke-3	3	3396.22	2479.24	1018.55	5.65
			16.00	11	1300.35						
			17.00	12	1378.76						
			18.00	13	1319.52						
			19.00	14	1290.57						
			20.00	15	1300.54	50 L ke-4	4	3340.09	2438.27	1009.86	5.55
XVII	200	2500	06.00	1	1017.06	50 L ke-1	1	3811.02	2896.38	1321.03	5.91
			07.00	2	978.8						
			08.00	3	1018.50						
			09.00	4	1070.35						
			10.00	5	1006.80	50 L ke-2	2	3777.22	2870.69	1318.30	5.66
			11.00	6	999.98						
			12.00	7	1026.36						
			13.00	8	1010.65						
			14.00	9	987.76						
			15.00	10	1060.35	50 L ke-3	3	3779.11	2872.12	1319.70	5.87
			16.00	11	1000.11						
			17.00	12	1045.86						
			18.00	13	1020.01						
			19.00	14	1015.19						
			20.00	15	988.87	50 L ke-4	4	3809.54	2895.25	1322.62	5.86
XVIII	200	3000	06.00	1	1591.44	50 L ke-1	1	5060.35	3845.87	1578.67	5.88
			07.00	2	1583.81						
			08.00	3	1585.85						
			09.00	4	1582.96						
			10.00	5	1575.70	50 L ke-2	2	5079.36	3660.31	1585.35	5.99
			11.00	6	1583.78						
			12.00	7	1575.56						
			13.00	8	1572.52						
			14.00	9	1565.59						
			15.00	10	1572.34	50 L ke-3	3	5064.91	3849.32	1579.86	5.88
			16.00	11	1569.18						
			17.00	12	1591.16						
			18.00	13	1584.31						
			19.00	14	1577.38						
			20.00	15	1584.43	50 L ke-4	4	5062.11	3847.20	1579.67	5.86

TABEL L-3 : FLUKTUASI IAT ORGANIK HARIAN (BOD = 500 mg/l)

PERI-	Q eff	PV eff	Q eff	PV eff	Q eff	PV eff
ODE	(l/hari)	(mg/l)	(l/hari)	(mg/l)	(l/hari)	(mg/l)
1		241.60		321.20		267.46
2		225.28		162.21		254.85
3		242.60		289.75		292.60
4		243.68		287.35		276.90
5		245.78		154.54		299.90
6		259.20		188.21		286.90
7	160	267.63	180	165.22	200	265.39
8		200.80		275.57		285.90
9		209.78		287.90		212.90
10		203.05		170.65		278.78
11		203.50		300.35		216.98
12		258.15		291.94		279.90
13		226.00		297.85		300.09
14		198.09		180.20		210.90
15		200.00		277.99		222.20
-----						
Rata-rata (%)		228.34		243.40		263.44
Std Dev (S)		23.66		61.01		31.13
X+2S		275.66		365.42		325.70
X-2S		181.03		121.37		201.19
Nilai max		267.63		321.20		300.09
Nilai min		198.09		154.54		210.90
-----						

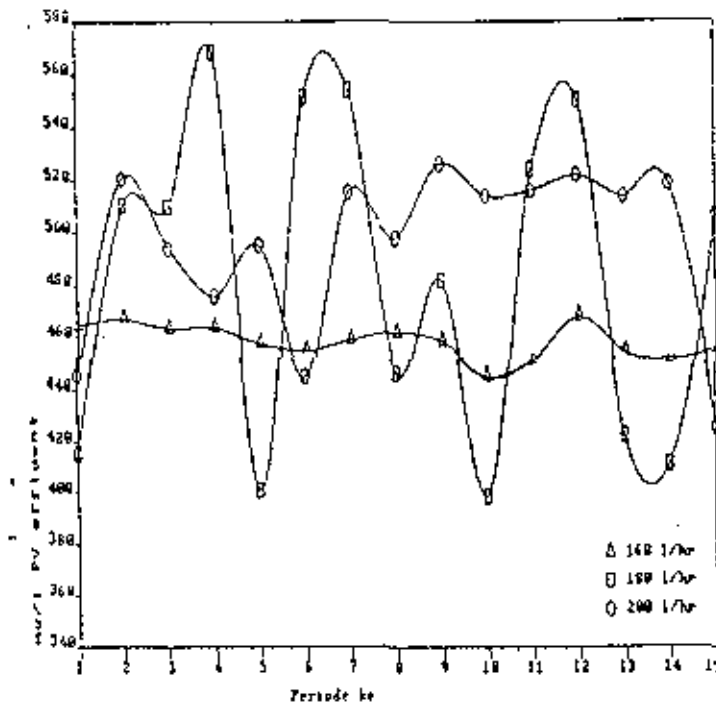
GRAFIK L-2 : FLUKTUASI PV EFFLUENT (BOD = 500 mg/l)



TABEL L-4 : FLUKTUASI ZAT ORGANIK HARIAN (BOD = 1000 mg/l)

PERT- : Q eff		PV eff		Q eff		PV eff		Q eff		PV eff	
ODE		{(l/hari)}		{(mg/l)}		{(l/hari)}		{(mg/l)}		{(l/hari)}	
1			464.40		415.50				445.90		
2			466.97		510.00				520.98		
3			462.98		509.13				494.10		
4			463.29		568.90				475.56		
5			456.95		400.67				495.06		
6			454.28		550.87				444.90		
7	160		458.48	180	553.90		200		515.10		
8			461.44		446.90				498.19		
9			458.12		481.83				526.50		
10			444.89		398.80				513.88		
11			451.28		523.90				515.60		
12			467.54		550.50				521.90		
13			453.95		422.90				513.73		
14			451.98		410.98				518.90		
15			454.96		506.31				425.90		
Rata-rata (X)			458.10		483.41				495.08		
Std Dev (S)			6.17		59.85				31.18		
X+2S			470.44		603.10				557.44		
X-2S			445.76		363.72				432.72		
Nilai max			467.54		568.90				526.50		
Nilai min			444.89		398.80				425.90		

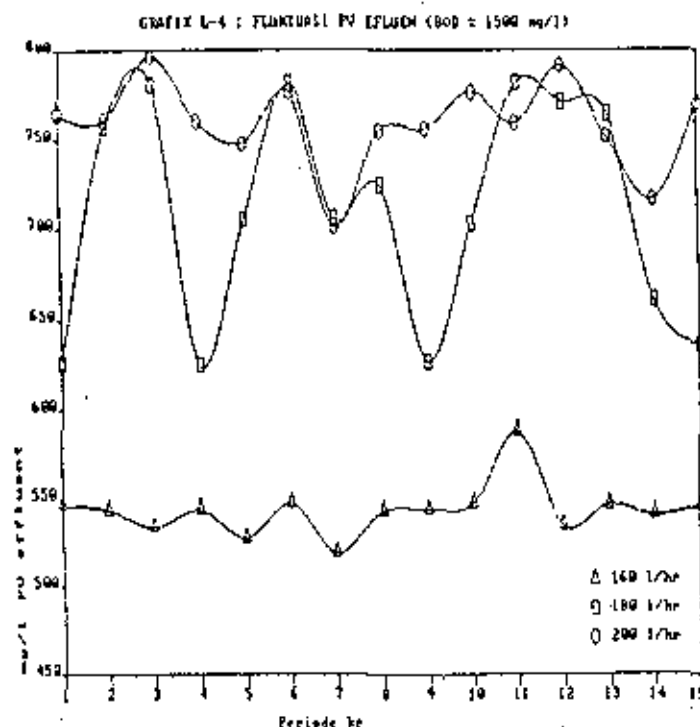
GRAFIK L-3 : FLUKTUASI PV ETENIM (BOD = 1000 mg/l)





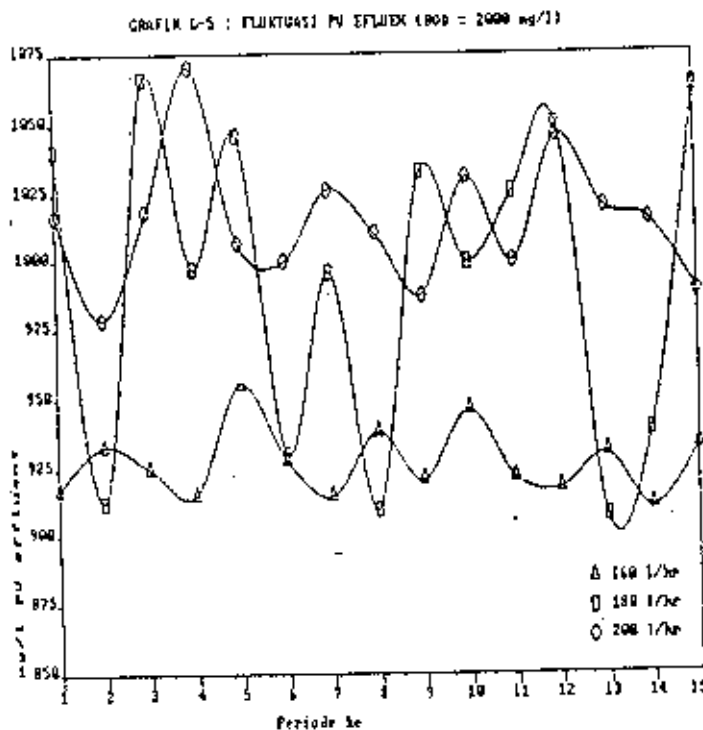
TABEL L-5 : FLUKTUASI IAT ORGANIK MARIAN (BOD = 1500 mg/l)

PERIODE	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)
1		546.37		625.50		763.78
2		543.14		756.90		759.97
3		533.21		779.78		795.80
4		543.25		624.23		760.05
5		527.23		705.48		747.82
6		546.71		780.67		775.75
7	160	518.51	180	705.90	200	700.90
8		541.38		724.34		754.76
9		542.79		625.88		755.82
10		546.14		703.47		775.76
11		588.36		780.45		758.90
12		534.27		770.56		790.50
13		546.24		763.90		751.48
14		540.61		660.60		716.54
15		545.50		635.56		769.10
=====						
Rata-rata (X)		542.91		709.55		758.46
Std Dev (S)		14.46		59.69		23.69
X+2S		571.84		828.92		805.84
X-2S		513.98		590.18		711.08
Nilai max		588.36		780.67		795.80
Nilai min		518.51		624.23		700.90
=====						



TABEL L-6 : FLUKTUASI ZAT ORGANIK HARIAN (BOD = 2000 mg/l)

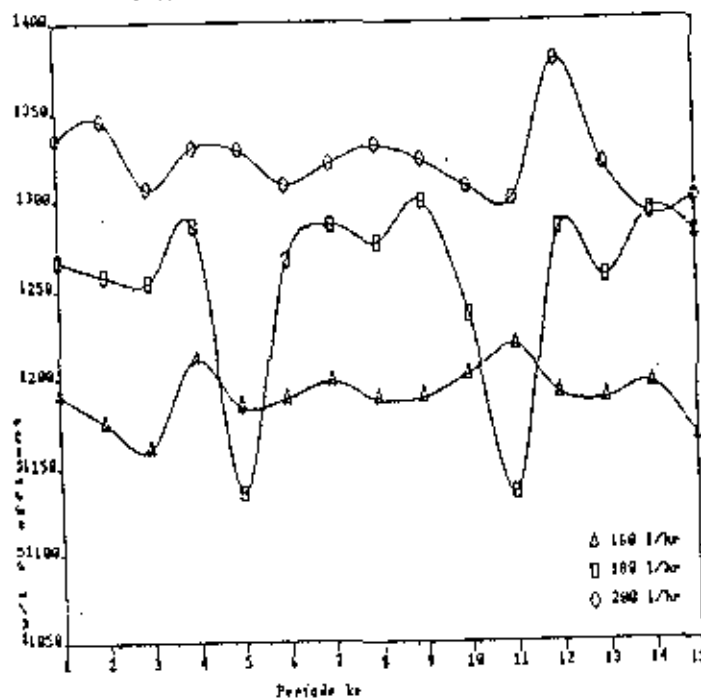
PERI-	Q eff	PV eff	Q eff	PV eff	Q eff	PV eff
ODE	(l/hari)	(mg/l)	(l/hari)	(mg/l)	(l/hari)	(mg/l)
1		916.90		1040.55		1017.96
2		933.04		912.90		978.8
3		924.98		1066.50		1018.50
4		915.15		997.56		1070.35
5		955.55		1045.90		1006.80
6		927.38		930.30		999.98
7	160	914.69	180	996.35	200	1026.36
8		937.94		910.11		1010.65
9		920.51		1032.35		987.76
10		945.89		999.67		1060.35
11		921.43		1025.16		1000.11
12		917.59		1050.00		1045.86
13		929.94		907.54		1020.01
14		910.66		938.39		1015.19
15		932.74		1063.18		988.87
Rata-rata (X)						
		926.96			994.43	1016.44
		Std Dev (S)			57.02	25.14
		X+2S			1108.47	1066.73
		X-2S			800.39	966.16
		Nilai max			1066.50	1070.35
		Nilai min			907.54	978.80



TABEL L-7 : FLUKTUASI ZAT ORGANIK HARIAN (BOD = 2500 mg/l)

PERIODE	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)
1		1191.47		1266.16		1334.67
2		1174.95		1257.63		1345.18
3		1159.95		1253.78		1306.92
4		1210.75		1285.61		1330.17
5		1183.72		1135.77		1328.77
6		1188.44		1266.65		1308.80
7	160	1197.78	180	1285.55	200	1320.50
8		1187.84		1275.75		1330.67
9		1188.62		1298.95		1322.38
10		1201.74		1235.70		1307.54
11		1218.25		1135.86		1300.35
12		1190.51		1283.18		1378.76
13		1186.89		1255.75		1319.52
14		1195.37		1292.88		1290.57
15		1165.65		1280.54		1300.54
=====						
Rata-rata (X)		1189.46		1253.99		1321.69
Std Dev (S)		14.68		49.09		21.04
X+2S		1218.83		1352.17		1363.78
X-2S		1160.10		1155.80		1279.61
Nilai max		1218.25		1298.95		1378.76
Nilai min		1159.95		1135.77		1290.57
=====						

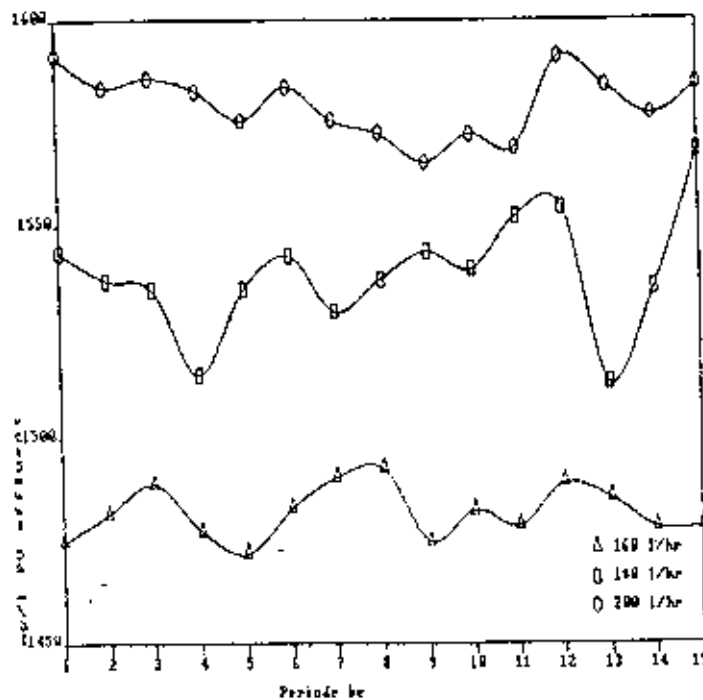
GRAFIK L-6 : FLUKTUASI PV ESTIMASI (BOD = 2500 mg/l)



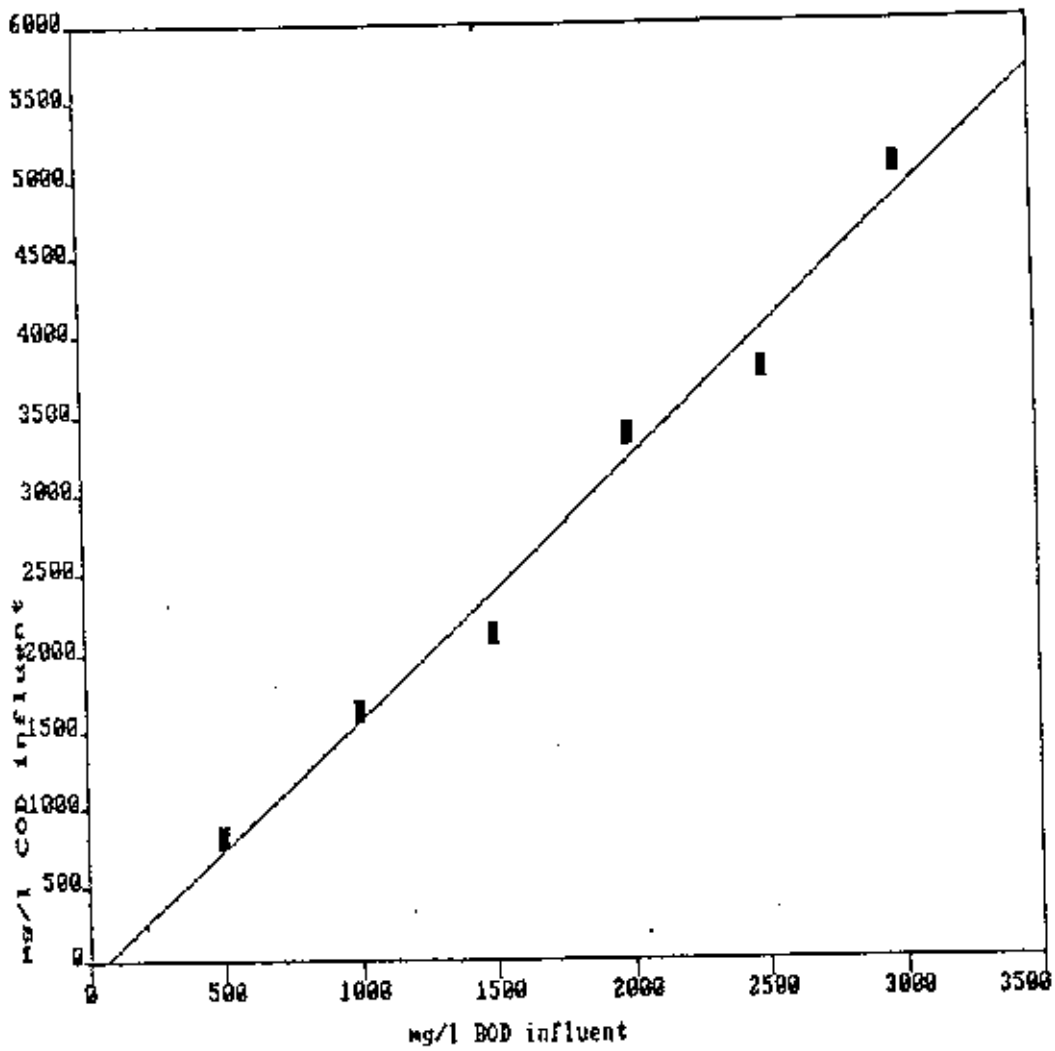
TABEL L-6 : FLUKTUASI ZAT ORGANIK HARIAN (BOD = 3000 mg/l)

PERIODE	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)	Q eff (l/hari)	PV eff (mg/l)
1		1475.02		1543.93		1591.44
2		1481.54		1537.52		1583.81
3		1488.56		1535.03		1585.85
4		1477.45		1514.68		1582.96
5		1471.94		1535.13		1575.70
6		1482.67		1543.10		1583.78
7	160	1490.22	180	1529.69	200	1575.56
8		1492.22		1537.44		1572.52
9		1474.87		1543.95		1565.59
10		1482.37		1539.78		1572.34
11		1478.58		1552.51		1569.18
12		1488.66		1554.75		1591.16
13		1485.12		1513.10		1584.31
14		1478.17		1535.43		1577.38
15		1478.55		1568.82		1584.43
=====						
Rata-rata (X)		1481.73		1538.99		1579.74
Std Dev (S)		5.94		13.62		7.52
X+2S		1493.61		1566.23		1594.78
X-2S		1469.86		1511.75		1564.69
Nilai max		1492.23		1568.82		1591.45
Nilai min		1471.95		1513.10		1565.59
=====						

GRAFIK L-7 : FLUKTUASI PV EFLEKTA (BOD = 3000 mg/l)



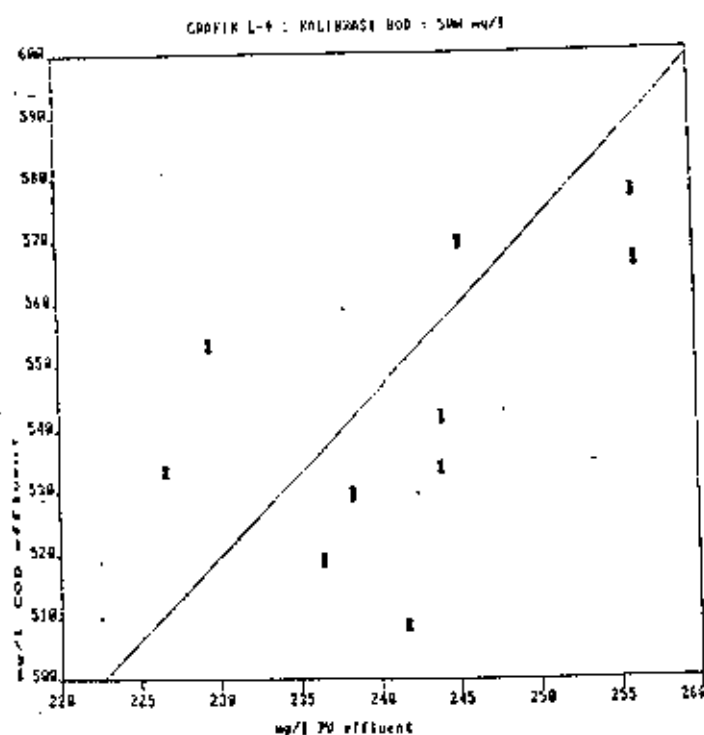
GRAFIK L-8: KALIBRASI KUALITAS AIR



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$(-1.018E+02) + (1.654E+00)*X$$

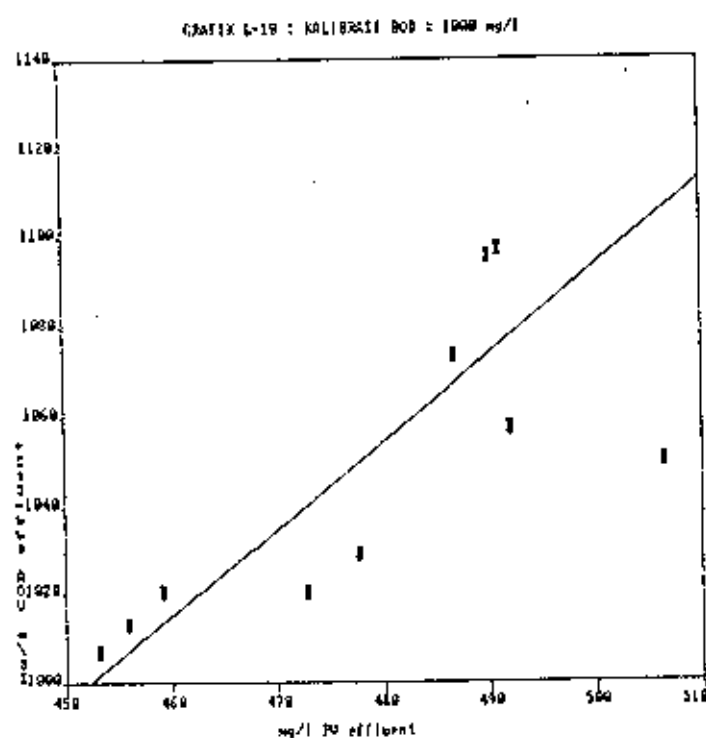
THE VARIANCE - 3.665E+04



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$(-9.149E+01) + (2.657E+00) * X$$

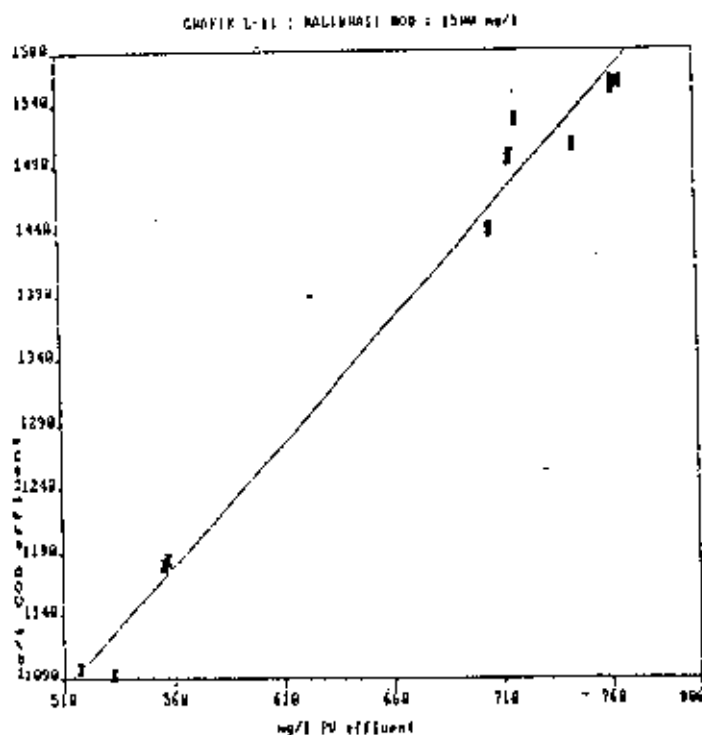
THE VARIANCE = 7.673E+02



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$(1.186E+02) + (1.949E+00) * X$$

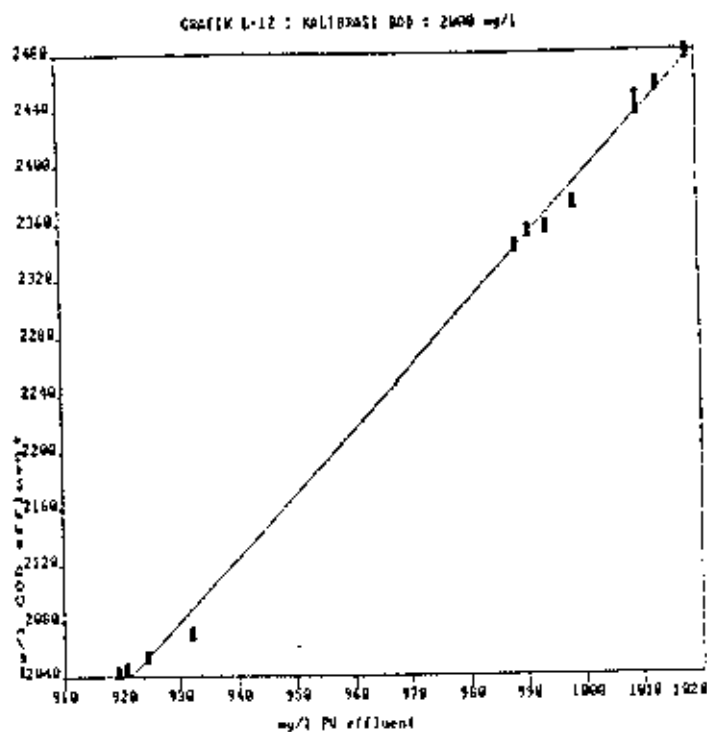
THE VARIANCE = 6.068E+02



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$1.070E+02 + 1.912E+00 \cdot x$$

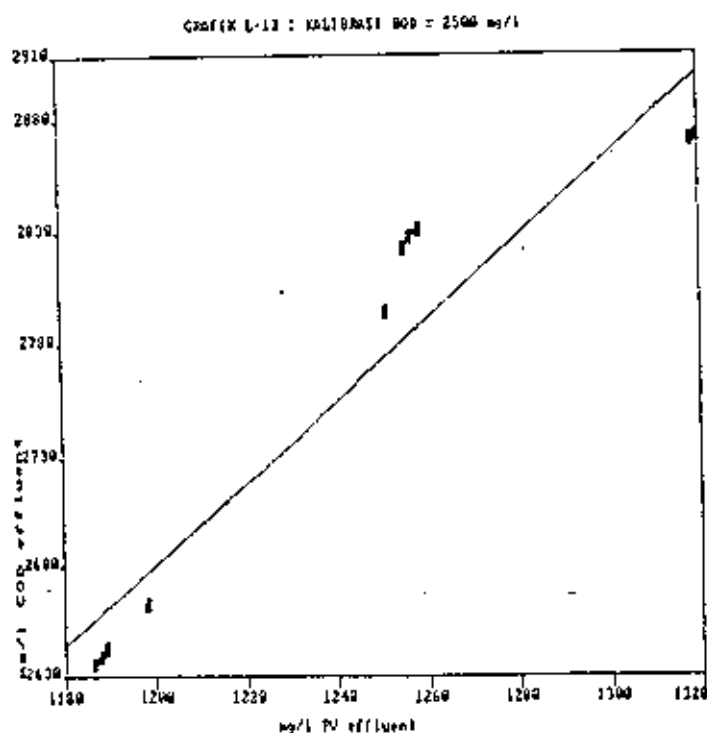
THE VARIANCE - 4.910E+02



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 2 -

$$(-2.070E+03) + (4.462E+00) \cdot x$$

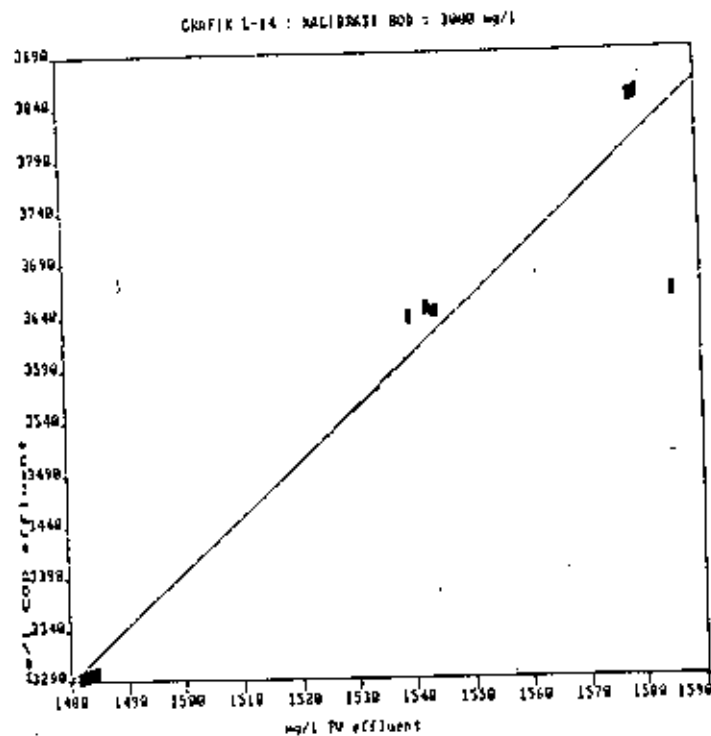
THE VARIANCE - 8.193E+01



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$(4.748E+02) + (1.838E+00) * X$$

THE VARIANCE - 7.229E+02



THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$(-4.364E+03) + (5.173E+00) * X$$

THE VARIANCE - 3.337E+03



TABEL L-9 : SAMPLING DO EFFLUENT HARIAN

HARI	Q eff (l/hari)	BOD inf (mg/l)	DO eff rata-rata (mg/l)
I	160	500	2.76
II	160	1000	2.35
III	160	1500	1.85
IV	160	2000	3.11
V	160	2500	3.99
VI	160	3000	4.09
VII	180	500	3.71
VIII	180	1000	3.25
IX	180	1500	3.93
X	180	2000	3.98
XI	180	2500	4.45
XII	180	3000	4.25
XIII	200	500	5.35
XIV	200	1000	5.00
XV	200	1500	5.44
XVI	200	2000	5.60
XVII	200	2500	5.87
XVIII	200	3000	5.90

TABEL L-10 : DATA HASIL KALIBRASI

Q eff (l/hari)	BOD inf (mg/l)	COD inf (mg/l)	PV eff (mg/l)	COD eff (mg/l)
160	500	725.20	228.34	515.21
160	1000	1552.20	458.10	1011.44
160	1500	2379.20	542.91	1191.90
160	2000	3206.20	926.96	2075.69
160	2500	3833.20	1189.46	2636.47
160	3000	4860.20	1481.73	3488.17
180	500	725.20	243.40	555.22
180	1000	1552.20	483.41	1060.77
180	1500	2379.20	709.55	1667.11
180	2000	3206.20	994.43	2328.98
180	2500	3833.20	1253.99	2786.74
180	3000	4860.20	1538.99	3622.79
200	500	725.20	263.44	591.53
200	1000	1552.20	495.08	1083.51
200	1500	2379.20	758.46	1557.17
200	2000	3206.20	1016.44	2354.95
200	2500	3833.20	1321.69	2890.23
200	3000	4860.20	1579.74	3703.47



## KALIBRASI FLOW UDARA

□ TABEL L-1 : KALIBRASI FLOW METER UDARA

Skala Alat	Debit (l/menit)
10	0.1788
15	0.4545
20	0.7979
25	1.1875
30	1.5652
40	2.1989
50	2.7942
60	3.5096
70	4.2572
80	5.0772
90	5.7964
100	6.4867
110	7.0928
120	7.8318
130	8.4639
140	9.0833
150	9.5711

□ GRAFIK L-1 : KURVA KALIBRASI FLOW UDARA

